

СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ

СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ

Кваліфікаційна наукова
праця на правах рукопису

ОСТРОГА РУСЛАН ОЛЕКСІЙОВИЧ

УДК 66.099.2:66.045:[631.841.7+661.152.4+661.152.33]:303.732.4(043.5)

ДИСЕРТАЦІЯ


**ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСІВ ФОРМУВАННЯ
ГРАНУЛ У НЕОДНОРІДНОМУ СЕРЕДОВИЩІ**

Спеціальність 05.17.08 – Процеси та обладнання хімічної технології

Галузь знань – технічні науки

Подається на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук

Дисертація містить результати власних досліджень. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело

 Р. О. Острога

Науковий консультант

Склабінський Всеволод Іванович,
доктор технічних наук, професор

Суми – 2024

АНОТАЦІЯ

Острога Р.О. Теоретичні основи процесів формування гранул у неоднорідному середовищі. – Кваліфікаційна наукова праця на правах рукопису.

Дисертація на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук (доктора наук) за спеціальністю 05.17.08 – Процеси та обладнання хімічної технології. – Сумський державний університет Міністерства освіти і науки України, Суми, 2024.

Захист дисертації відбудеться на засіданні спеціалізованої вченої ради Д 55.051.04. Сумський державний університет Міністерства освіти і науки України, Суми, 2024.

Дисертаційна робота присвячена розв'язанню наукової проблеми, пов'язаної із розробленням наукових засад формування гранул у неоднорідному середовищі, а саме розробленню науково-теоретичних основ впливу температури на формування пористої структури оболонки гранули; аналізу особливостей міжфазного теплообміну у системі «газ – тверда фаза» в умовах зважених шарів та математичному моделюванню процесу міжфазного теплообміну у гетерогенній системі «газ – тверда фаза», проведенню теоретичних та експериментальних досліджень процесів формування гранул та гідродинамічної структури руху газодисперсного потоку в багатоступеневих апаратах зваженого шару, математичному моделюванню кінетики формування оболонки при гранулюванні (чи капсулюванні) гранул, математичному моделюванню кінетики гранулювання у багатоступеневих поличних апаратах, проведенню теоретичних та експериментальних досліджень супутнього процесу сепарації твердих частинок із завислих шарів газовим потоком, проведенню ексергетичного аналізу з метою оцінки енергетичних витрат на процеси гранулювання методами прилювання у грануляційних баштах, обкочуванням у тарілчастих грануляторах, диспергуванням суспензій у псевдозріджений шар чи вихровий завислий шар, та на процес охолодження

готових гранул у охолоджувачах різної конструкції з точки зору енергетичних втрат та ефективності використання енергії.

Вперше створено науково-теоретичні основи для визначення температурного профілю у двошаровій гранулі, що дозволяє враховувати складні взаємодії між шарами гранули, теплопередачу, а також фізико-хімічні властивості використовуваних речовин. Теоретично проаналізовано вплив пористої структури оболонки на характер теплопровідності, включаючи комплексний аналіз взаємозв'язку між морфологією пор та ефективністю теплопередачі у шарі матеріалу. Представлено характеристику умов розмежування стадій теплоперенесення в системі «газ – тверда фаза» для псевдозріджених та завислих шарів. Створено науково-теоретичні основи формування гранул у багатоступеневих апаратах зваженого шару, що відкриває нові можливості для оптимізації процесів гранулоутворення у складних гетерогенних системах та сприяє підвищенню ефективності та якості виробництва гранульованих продуктів у різних галузях промисловості. Проведено енергетичний аналіз для раціонального вибору конструкції охолоджувача гранул мінеральних добрив, що дозволяє систематично оцінити ефективність різних конструкцій охолоджувачів з точки зору енергетичних втрат та ефективності використання енергії.

Набули подальшого розвитку науково-теоретичні основи процесу гранулювання, ускладненого умовами сепарації дрібних частинок, що дозволяє прогнозувати гранулометричний склад кінцевого продукту. Удосконалено методологічну основу теоретичного розрахунку розпаду струменів та теоретичного визначення розміру крапель рідини під впливом власних коливань у струмені рідини, а також методологічну основу теоретичного аналізу температурного профілю гранул мінеральних добрив уздовж радіуса цієї гранули до її центру, що дозволяє визначати динаміку зміни температури гранули при її конвективному охолодженні у грануляційній башті. Алгоритм розрахунків температурного профілю за допомогою диференційного рівняння теплопровідності Фур'є при граничних умовах 3-го роду передбачає отримання регресійних рівнянь для визначення сталих коефіцієнтів.

Практичне значення роботи полягає у розробленні математичної моделі з чисельним алгоритмом та програмним забезпеченням для визначення величини виносу дрібних фракцій із псевдозріджених та завислих шарів, що дозволяє визначати гранулометричний склад ретуру та прогнозувати гранулометричний склад готового продукту. Рівняння для визначення величини виносу дрібної фракції мають емпіричний характер та враховують вплив швидкості газового потоку та швидкості витання твердих частинок. Таким чином, алгоритм розрахунку дозволяє підібрати оптимальний гідродинамічний режим псевдозрідження з метою отримання гранул заданого гранулометричного складу. Також розроблено методики термодинамічного та ексергетичного аналізів раціонального вибору певних типів охолоджувачів гранульованих мінеральних добрив. Запропонований метод враховує як термодинамічні показники – коефіцієнт охолодження, коефіцієнт рекуперації, термодинамічний коефіцієнт корисної дії, так і ексергетичні – ексергетичний коефіцієнт корисної дії. Такий підхід дозволяє більш коректно оцінити енергетичні витрати на процес охолодження дисперсних матеріалів та підібрати енергозберігаючу конструкцію апарата.

Визначено конструктивно-технологічні параметри робочої камери поличного гранулятора зі зваженим шаром, що дозволяє реалізувати активний струменевий гідродинамічний режим зважування. Такий підхід сприяє покращенню ефективності технологічних процесів у промислових умовах і може мати значний вплив на підвищення конкурентоспроможності підприємств, які займаються виробництвом гранульованих продуктів.

Практична значущість роботи підтверджена практичними рекомендаціями впровадження у виробництво малогабаритної мобільної установки для капсулювання мінеральних добрив на базі Товариства з обмеженою відповідальністю «Альянс», а також виконаними напрацюваннями дослідних зразків гранульованих добрив на органічній основі для Товариства з обмеженою відповідальністю «Білопілля Агросвіт» та напрацюванням дослідних зразків складнозмішаних (комбінованих) добрив спеціального призначення для Товариства з обмеженою відповідальністю «Аграрник».

Ключові слова: гранулятор, прильовання, обкочування, активна гідродинаміка, гранулоутворення, енергоефективність, температурний профіль, міжфазний теплообмін, охолоджувач, пористість, ексергетичний аналіз.

Список публікацій здобувача

Наукові праці, в яких опубліковані основні наукові результати дисертації

Монографії та розділи в монографіях

1. Юхименко М. П., Острога Р. О., Боцко Й. Конвективне охолодження гранульованих та зернистих матеріалів : монографія. Суми : Університетська книга, 2021. 152 с.

2. Artyukhov A., Krmela J., Artyukhova N., Ostroha R. Modeling of the Aerodisperse Systems Hydrodynamics in Devices With Directional Motion of the Fluidized Bed. *Encyclopedia of Information Science and Technology, Fifth Edition* : collective monograph. USA : IGI Global, 2020. P. 1289–1307. (Scopus).

Статті у фахових наукових виданнях із переліку МОН України

3. Острога Р. О., Юхименко М. П., Вакал В. С., Михайловський Я. Е. Капсульовані органо-мінеральні добрива пролонгованої дії. Процес одержання. *Хімічна промисловість України*. Київ : Союз хіміків України, 2015. № 1 (126). С. 40–44.

4. Yukhymenko M., Ostroha R., Litvinenko A., Piddubnyi Y., Zabitsky D. Research of Operating Mode of Rhombic Gravitational Pneumatic Classifier. *Technology Audit and Production Reserves*. Kharkiv : PC Technology Center, 2019. Vol. 2, № 3 (46). P. 4–6.

5. Al-Khyatt M. Nadhem, Skydanenko M., Ostroha R., Neshta A., Yukhymenko M., Yakhnenko S., Zabitsky D., Yesypchuk S., Moskalchuk O. Research of Plate Granulator Operation Modes in the Production of Coarse Carbamide Granules. *Technology Audit and Production Reserves*. Kharkiv : PC Technology Center, 2022. Vol. 1, № 3 (63). P. 6–9.

6. Михайловський Я. Е., Юхименко М. П., Острога Р. О. Охолоджувальна кристалізація персульфату амонію в кристалізаторі з псевдозрідженим шаром. *Вісник Черкаського державного технологічного університету*. Черкаси, 2023. № 2. С. 111–118.

7. Al-Khyatt M. Nadhem, Sklabinsky V., Ostroha R., Skydanenko M., Yukhymenko M., Bocko J., Ostroha D., Zabitsky D., Moskalchuk O., Serhiienko A. Study of Temperature Changes in Mineral Fertilizer Granules After Contact With Air in a Granulation Tower. *Technology Audit and Production Reserves*. Kharkiv : PC Technology Center, 2023. Vol. 4, № 3 (72). P. 6–9.

Статті у наукових періодичних виданнях інших держав та виданнях, які індексуються наукометричними базами даних Scopus та Web of Science

8. Yukhymenko M., Ostroha R., Artyukhov A. Hydrodynamic and Kinetic Processes of the Mineral Fertilizer Granules Encapsulating in the Multistage Device With Suspended Layer. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2016. № 6/6 (84). P. 22–28. **(Scopus, Q3)**.

9. Ostroha R., Yukhymenko M., Yakushko S., Artyukhov A. Investigation of the Kinetic Laws Affecting the Organic Suspension Granulation in the Fluidized Bed. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2017. № 4/1 (88). P. 4–10. **(Scopus, Q3)**.

10. Ostroha R., Yukhymenko M., Lytvynenko A., Bocko J., Pavlenko I. Granulation Process of the Organic Suspension: Fluidized Bed Temperature Influence on the Kinetics of the Granule Formation. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2019. Part F2. P. 463–471. **(Scopus, WoS, Q3)**.

11. Lytvynenko A., Yukhymenko M., Pavlenko I., Pitel J., Mizakova J., Lytvynenko O., Ostroha R., Bocko J. Ensuring the Reliability of Pneumatic Classification Process for Granular Material in a Rhomb-Shaped Apparatus. *Applied Sciences*, 2019. 9 (8). 1604. **(Scopus, WoS, Q1)**.

12. Yukhymenko M., Ostroha R., Lytvynenko A., Mikhajlovskiy Y., Bocko J. Cooling Process Intensification for Granular Mineral Fertilizers in a Multistage

Fluidized Bed Device. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2020. 2. P. 249–257. (Scopus, WoS, Q4).

13. Yukhymenko M., Artyukhov A., Ostroha R., Artyukhova N., Krmela J., Bocko J. Multistage Shelf Devices with Fluidized Bed for Heat-Mass Transfer Processes: Experimental Studies and Practical Implementation. *Applied Sciences*, 2021. 11 (3). 1159. (Scopus, WoS, Q2).

14. Ostroha R., Yukhymenko M., Bocko J., Artyukhov A., Krmela J. Determining the Main Regularities in the Process of Mineral Fertilizer Granule Encapsulation in the Fluidized Bed Apparatus. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2021. № 4/6 (112). P. 23–32. (Scopus, Q2).

15. Sklabinskyi V., Liaposhchenko O., Pitel J., Pavlenko I., Skydanenko M., Ostroha R., Yukhymenko M., Simeiko K., Demianenko M., Volf M., Starynskyi O., Yurchenko O., Mandryka O. Experimental Studies and Condition Monitoring of Auxiliary Processes in the Production of Al_2O_3 by Sol–Gel Technology. *Processes*, 2022. 10. 2090. (Scopus, WoS, Q2).

16. Yukhymenko M., Ostroha R., Bocko J. Design of a Shelf Pneumatic Classifier for Separating a Polydisperse Mixture of Granulated Superphosphate. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2022. № 6/1 (120). P. 33–42. (Scopus, Q3).

17. Yurchenko O., Ostroha R., Sklabinskyi V., Gusak O., Bocko J. Formation of Liquid Droplets at the Prilling Bucket Outlet Under Free Oscillations of the Liquid Jet. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2023. 2. P. 177–185. (Scopus, WoS, Q4).

18. Sklabinskyi V., Pitel J., Skydanenko M., Simeiko K., Liaposhchenko O., Pavlenko I., Ostroha R., Yukhymenko M., Mandryka O., Storozhenko V. Pyrocarbon Coating on Granular Al_2O_3 for HTGR-Type Power Reactor. *Coatings*, 2023. 13. 1462. (Scopus, WoS, Q2).

Наукові праці, які засвідчують апробацію матеріалів дисертації

19. Капсулювання гранул мінеральних добрив органічною речовиною / Є. М. Однодворець, Р. О. Острога. *Освіта, наука та виробництво: розвиток та*

перспективи : матеріали I науково-методичної конференції, м. Шостка, 28 квітня 2015 р. Суми : СумДУ, 2015. С. 54.

20. Застосування добрив на органічній основі для вирощування екологічно чистих продуктів / А. О. Ільченко, Р. О. Острога. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій*, м. Суми, 14–17 квітня 2015 р. Суми : СумДУ, 2015. Ч. 2. С. 125.

21. Кінетика гранулювання органічних суспензій / С. П. Шевець, Р. О. Острога. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали та програма IV Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції*, м. Суми, 19–22 квітня 2016 р. Суми : СумДУ, 2016. Ч. 2. С. 88.

22. Енергозберігаючі та екологічно безпечні технології виробництва гранульованих мінеральних добрив пролонгованої дії / О. А. Темідайо, Р. О. Острога. *Освіта, наука та виробництво: розвиток і перспективи : I Всеукраїнська науково-методична конференція*, м. Шостка, 21 квітня 2016 р. Суми : СумДУ, 2016. С. 128.

23. The Mineral Fertilizer Granules Encapsulating in a Multistage Shelf Apparatus / С. П. Шевець, Р. О. Острога. *Хімічна технологія: наука, економіка та виробництво : III Міжнародна науково-практична конференція*, м. Шостка, 23–25 листопада 2016 р. Суми : СумДУ, 2016. С. 77.

24. Drying and Granulation of Organic Substances in the Apparatus with Active Flow Hydrodynamics / С. П. Шевець, Р. О. Острога. *Chemistry and Chemical Technology : VI International Youth Science Forum "Litteris et Artibus"*, Lviv, November 24–26, 2016. Lviv : Lviv Polytechnic Publishing House, 2016. P. 414–415.

25. Investigation of Mechanics of the Solid Phase Motion in the Gas Flow of the Fluid Bed Apparatus / Н. Р. Артюхова, Р. О. Острога. *Chemical Technology and Engineering : International Scientific Conference*, Lviv, June 26–30, 2017. Lviv : Lviv Polytechnic Publishing House, 2017. P. 351–352.

26. Кінетика гранулювання органічних суспензій в апаратах з активною гідродинамікою потоків / С. П. Шевець, Р. О. Острога. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій*, м. Суми, 18–21 квітня 2017 р. Суми : СумДУ, 2017. Ч. 2. С. 103.

27. Апаратурне оформлення процесу капсулювання гранульованих мінеральних добрив / Н. Р. Артюхова, Р. О. Острога. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій*, м. Суми, 18–21 квітня 2017 р. Суми : СумДУ, 2017. Ч. 2. С. 104.

28. Development and Engineering Foundation of the Encapsulated Organic-Mineral Fertilizers / Н. Р. Артюхова, Р. О. Острога. *Praktyczne Aspekty Inżynierii Chemicznej : Seminarium*, Poznan, June 23, 2017. Poznan : Politechnika Poznanska, 2017. P. 121–123.

29. Final Drying of the Porous Ammonium Nitrate in the Shelf Dryers: Impact of the Granules Flow Constraint Degree on the Nanoporous Structure Quality / N. Artyukhova, R. Ostroha, M. Yukhymenko, J. Krmela, V. Krmelova. *Proceedings of the 2019 IEEE 9th International Conference on Nanomaterials : Applications and Properties, NAP 2019*. 9075665. – [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <https://nap.sumdu.edu.ua/index.php/nap/nap2019/paper/view/2914> (Scopus).

30. Моделювання процесів при гранулоутворенні за золь-гельною технологією / О. О. Ляпощенко, І. В. Павленко, М. С. Скиданенко, М. М. Дем'яненко, М. П. Юхименко, Р. О. Острога, М. П. Кононенко, В. М. Покотило. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали та програма VIII Всеукраїнської науково-технічної конференції*, м. Суми, 20–23 квітня 2021 р. Суми : СумДУ, 2021. С. 209.

31. Вплив технологічних параметрів процесу на характеристики продукту, отриманого за золь-гельною технологією / О. О. Ляпощенко, І. В. Павленко, М.

С. Скиданенко, М. М. Дем'яненко, М. П. Юхименко, Р. О. Острога, С. М. Яхненко, М. П. Кононенко. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали та програма VIII Всеукраїнської науково-технічної конференції*, м. Суми, 20–23 квітня 2021 р. Суми : СумДУ, 2021. С. 218.

32. Theoretical Regularities of Nitrogen Fertilizer Granulation Process in Plate Granulator / Nadhem M. Al-Khyatt, M. Skydanenko, S. Yesypchuk, O. Moskalchuk. *Innovations and prospects of world science : VI International scientific and practical conference*, Vancouver (Canada), February 2–4, 2022. Vancouver : Perfect Publishing, 2022. P. 165–167.

Наукові праці, що додатково відображають наукові результати дисертації

33. Якушко С. І., Острога Р. О., Боцко Й. Біодобрива та біопаливо. Переваги внутрішньогосподарської утилізації сільськогосподарських відходів : монографія. Суми : Видавництво «Ярославна», 2018. 265 с.

34. Artyukhov A., Artyukhova N., Ostroha R., Yukhymenko M., Krmela J., Bocko J. Convective Drying in the Multistage Shelf Dryers: Theoretical Bases and Practical Implementation. *Current Drying Processes* : collective monograph. United Kingdom : IntechOpen, 2020. P. 41–61.

35. Ostroha R., Yukhymenko M., Bocko J. Technology of Obtaining Organic Granular Fertilizers: Study of Dehydration Process in Fluidized Bed : monograph. Latvia, Riga : LAP LAMBERT Academic Publishing, 2018. 52 p.

36. Ostroha R., Yukhymenko M., Mikhajlovskiy Y., Litvinenko A. Technology of Producing Granular Fertilizers on the Organic Basis. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2016. № 1/6 (79). P. 19–26. **(Scopus, Q3)**.

37. Ostroha R., Yukhymenko M., Lytvynenko O., Lytvynenko A. Production of Encapsulated Organo-Mineral Fertilizers in a Fluidized Bed Granulator. *Acta Mechanica Slovaca*, 2020. 24 (2). P. 50–55.

38. Yukhymenko M., Ostroha R., Artyukhov A., Bocko J. Effect of Temperature on Formation of Nanoporous Structure of Granule Shell in Technology of Obtaining

Organo-Mineral Fertilizers. *Springer Proceedings in Physics*, 2020. 247. P. 159–169. **(Scopus)**.

39. Lytvynenko A., Pavlenko I., Yukhymenko M., Ostroha R., Pitel J. Hydrodynamics of Two-Phase Upflow in a Pneumatic Classifier with the Variable Cross-Section. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2020. 2. P. 216–227. **(Scopus, WoS, Q4)**.

40. Yukhymenko M., Ostroha R., Evtuhov A. Pneumatic Classification of Granular Materials in Rhomb-Shaped Apparatus. *Acta Mechanica Slovaca*, 2021. 25 (3). P. 46–51.

41. Yurchenko O., Sklabinskyi V., Ochowiak M., Ostroha R., Gusak O. Rational Choice of a Basket for the Rotational Vibropriller. *Journal of Engineering Sciences*, 2022. Vol. 9 (1). P. F16–F20.

42. Ostroha R., Yukhymenko M., Mandryka O. Hydraulic Regularities of Fluidized Bed During Encapsulation of Organo-Mineral Fertilizers. *Acta Mechanica Slovaca*, 2023. 27 (2). P. 12–17.

ABSTRACT

Ostroha R. O. Theoretical Foundations of Granule Formation Processes in a Heterogeneous Environment. – Qualifying scientific paper as a manuscript.

Thesis for the Degree of Doctor of Technical Sciences (Doctor of Sciences) in Specialty 05.17.08 – Processes and Equipment of Chemical Technology. – Sumy State University, Ministry of Education and Science of Ukraine, Sumy, 2024.

The thesis defense is going to take place at a meeting of the specialized academic council D 55.051.04. Sumy State University, Ministry of Education and Science of Ukraine, Sumy, 2024.

The thesis addresses the scientific problem of developing the theoretical foundations for granule formation in heterogeneous environments. Specifically, it focuses on establishing the scientific-theoretical bases for the influence of temperature on the formation of the porous structure of the granule shell, analyzing the characteristics of interphase heat exchange in the «gas – solid phase» system under fluidized bed conditions, and mathematically modeling the interphase heat exchange process in a heterogeneous «gas – solid phase» system. The paper includes theoretical and experimental studies on the processes of granule formation and the hydrodynamic structure of gas-dispersed flow in multistage fluidized bed apparatuses. It also involves mathematical modeling of the shell formation kinetics during granulation (or encapsulation) of granules, the kinetics of granulation in multistage shelf apparatuses, and the accompanying process of solid particle separation from fluidized beds by gas flow. Furthermore, the thesis presents an exergy analysis aimed at evaluating energy expenditures for granulation processes using methods such as spraying in granulation towers, rolling in disc granulators, and suspending dispersions in fluidized or vortex fluidized beds. The research also evaluates the cooling of finished granules in different types of coolers from the perspective of energy losses and energy efficiency.

For the first time, scientific-theoretical foundations have been established for determining the temperature profile in a double-layer granule, allowing for the

consideration of complex interactions between granule layers, heat transfer, and the physicochemical properties of the materials used. The influence of the shell porous structure on the nature of thermal conductivity has been theoretically analyzed, including a comprehensive analysis of the relationship between pore morphology and heat transfer efficiency in the material layer. The conditions for delineating the stages of heat transfer in the «gas – solid phase» system for fluidized and suspended beds have been characterized. Scientific-theoretical foundations for granule formation in multistage fluidized bed apparatuses have been established, opening new possibilities for optimizing granulation processes in complex heterogeneous systems and improving the efficiency and quality of granulated product production in various industries. An exergy analysis has been conducted for the rational selection of mineral fertilizer granule cooler designs and are allowing for a systematic assessment of the efficiency of different cooler designs in terms of energy losses and energy use efficiency.

The scientific-theoretical foundations of the granulation process, complicated by the conditions of fine particle separation, have been further developed and are eligible for the prediction of the granulometric composition of the final product. The methodological basis for the theoretical calculation of jet breakup and theoretical determination of droplet size under the influence of intrinsic oscillations in the liquid jet has been improved. As well as the methodological basis for the theoretical analysis of the temperature profile of mineral fertilizer granules along the radius to the center of the granule has been enhanced, enabling the determination of temperature dynamics during convective cooling in the granulation tower. The algorithm for calculating the temperature profile using the Fourier heat conduction differential equation under third-kind boundary conditions includes obtaining regression equations to determine constant coefficients.

The practical value of the paper lies in the development of a mathematical model with a numerical algorithm and software for determining the amount of fine fraction carryover from fluidized and suspended beds, which allows for determining the granulometric composition of the return material and predicting the granulometric

composition of the final product. The equations for determining the fine fraction carryover are empirical and consider the influence of gas flow velocity and solid particle entrainment velocity. Thus, the calculation algorithm allows one for selecting the optimal hydrodynamic mode of fluidization to obtain granules of the desired granulometric composition. A methodology for thermodynamic and exergy analyses of the rational choice of certain types of coolers for granulated mineral fertilizers has also been developed. The proposed method considers both thermodynamic indicators – cooling coefficient, recuperation coefficient, thermodynamic efficiency, and exergy indicators – exergy efficiency. This approach is eligible for a more accurate assessment of energy consumption for the cooling process of dispersed materials and the selection of an energy-efficient apparatus design.

The design and technological parameters of the working chamber of a tray granulator with a fluidized bed have been determined and are eligible for the implementation of an active jet hydrodynamic fluidization regime. This approach enhances the efficiency of technological processes in industrial conditions and can significantly improve the competitiveness of enterprises engaged in the production of granulated products.

The practical significance of the work is confirmed by practical recommendations for the implementation of a small-sized mobile unit for encapsulating mineral fertilizers based on «Alliance» LLC, as well as the development of experimental samples of organic-based granular fertilizers for «Bilopillya Agrosvit» LLC and the development of experimental samples of complex mixed (combined) fertilizers for special purposes for «Ahrarnik» LLC.

Keywords: granulator, prilling, rolling, active hydrodynamics, granule formation, energy efficiency, temperature profile, interphase heat exchange, cooler, porosity, exergy analysis.

List of publications

Scientific works, in which the main scientific results of the dissertation are published

Monographs and chapters in monographs

1. Yukhymenko M. P., Ostroha R. O., Bocko J. Convective Cooling of Granular and Particulate Materials : monograph. Sumy : Universytetska knyha, 2021. 152 p.
2. Artyukhov A., Krmela J., Artyukhova N., Ostroha R. Modeling of the Aerodisperse Systems Hydrodynamics in Devices With Directional Motion of the Fluidized Bed. *Encyclopedia of Information Science and Technology, Fifth Edition* : collective monograph. USA : IGI Global, 2020. P. 1289–1307. (Scopus).

Articles in professional scientific publications from the list of the Ministry of Education and Science of Ukraine

3. Ostroha R. O., Yukhymenko M. P., Vakal V. S., Mikhajlovskiy Y. E. Prolonged-Release Encapsulated Organomineral Fertilizers. Production Process. *Chemical Industry of Ukraine*. Kyiv : Union of Chemists of Ukraine, 2015. № 1 (126). P. 40–44.
4. Yukhymenko M., Ostroha R., Litvinenko A., Piddubnyi Y., Zabitsky D. Research of Operating Mode of Rhombic Gravitational Pneumatic Classifier. *Technology Audit and Production Reserves*. Kharkiv : PC Technology Center, 2019. Vol. 2, № 3 (46). P. 4–6.
5. Al-Khyatt M. Nadhem, Skydanenko M., Ostroha R., Neshta A., Yukhymenko M., Yakhnenko S., Zabitsky D., Yesypchuk S., Moskalchuk O. Research of Plate Granulator Operation Modes in the Production of Coarse Carbamide Granules. *Technology Audit and Production Reserves*. Kharkiv : PC Technology Center, 2022. Vol. 1, № 3 (63). P. 6–9.
6. Mikhajlovskiy Y. E., Yukhymenko M. P., Ostroha R. O. Cooling Crystallization of Ammonium Persulfate in a Crystallizer With a Pseudo-Fluidized Layer. *Bulletin of Cherkasy State Technological University*. Cherkasy, 2023. № 2. P. 111–118.

7. Al-Khyatt M. Nadhem, Sklabinsky V., Ostroha R., Skydanenko M., Yukhymenko M., Bocko J., Ostroha D., Zabitsky D., Moskalchuk O., Serhiienko A. Study of Temperature Changes in Mineral Fertilizer Granules After Contact With Air in a Granulation Tower. *Technology Audit and Production Reserves*. Kharkiv : PC Technology Center, 2023. Vol. 4, № 3 (72). P. 6–9.

Articles in scientific periodicals of other states and publications, which are indexed by databases of Scopus and Web of Science

8. Yukhymenko M., Ostroha R., Artyukhov A. Hydrodynamic and Kinetic Processes of the Mineral Fertilizer Granules Encapsulating in the Multistage Device With Suspended Layer. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2016. № 6/6 (84). P. 22–28. **(Scopus, Q3)**.

9. Ostroha R., Yukhymenko M., Yakushko S., Artyukhov A. Investigation of the Kinetic Laws Affecting the Organic Suspension Granulation in the Fluidized Bed. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2017. № 4/1 (88). P. 4–10. **(Scopus, Q3)**.

10. Ostroha R., Yukhymenko M., Lytvynenko A., Bocko J., Pavlenko I. Granulation Process of the Organic Suspension: Fluidized Bed Temperature Influence on the Kinetics of the Granule Formation. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2019. Part F2. P. 463–471. **(Scopus, WoS, Q3)**.

11. Lytvynenko A., Yukhymenko M., Pavlenko I., Pitel J., Mizakova J., Lytvynenko O., Ostroha R., Bocko J. Ensuring the Reliability of Pneumatic Classification Process for Granular Material in a Rhomb-Shaped Apparatus. *Applied Sciences*, 2019. 9 (8). 1604. **(Scopus, WoS, Q1)**.

12. Yukhymenko M., Ostroha R., Lytvynenko A., Mikhajlovskiy Y., Bocko J. Cooling Process Intensification for Granular Mineral Fertilizers in a Multistage Fluidized Bed Device. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2020. 2. P. 249–257. **(Scopus, WoS, Q4)**.

13. Yukhymenko M., Artyukhov A., Ostroha R., Artyukhova N., Krmela J., Bocko J. Multistage Shelf Devices with Fluidized Bed for Heat-Mass Transfer

Processes: Experimental Studies and Practical Implementation. *Applied Sciences*, 2021. 11 (3). 1159. **(Scopus, WoS, Q2)**.

14. Ostroha R., Yukhymenko M., Bocko J., Artyukhov A., Krmela J. Determining the Main Regularities in the Process of Mineral Fertilizer Granule Encapsulation in the Fluidized Bed Apparatus. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2021. № 4/6 (112). P. 23–32. **(Scopus, Q2)**.

15. Sklabinskyi V., Liaposhchenko O., Pitel J., Pavlenko I., Skydanenko M., Ostroha R., Yukhymenko M., Simeiko K., Demianenko M., Volf M., Starynskyi O., Yurchenko O., Mandryka O. Experimental Studies and Condition Monitoring of Auxiliary Processes in the Production of Al_2O_3 by Sol–Gel Technology. *Processes*, 2022. 10. 2090. **(Scopus, WoS, Q2)**.

16. Yukhymenko M., Ostroha R., Bocko J. Design of a Shelf Pneumatic Classifier for Separating a Polydisperse Mixture of Granulated Superphosphate. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2022. № 6/1 (120). P. 33–42. **(Scopus, Q3)**.

17. Yurchenko O., Ostroha R., Sklabinskyi V., Gusak O., Bocko J. Formation of Liquid Droplets at the Prilling Bucket Outlet Under Free Oscillations of the Liquid Jet. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2023. 2. P. 177–185. **(Scopus, WoS, Q4)**.

18. Sklabinskyi V., Pitel J., Skydanenko M., Simeiko K., Liaposhchenko O., Pavlenko I., Ostroha R., Yukhymenko M., Mandryka O., Storozhenko V. Pyrocarbon Coating on Granular Al_2O_3 for HTGR-Type Power Reactor. *Coatings*, 2023. 13. 1462. **(Scopus, WoS, Q2)**.

Scientific works, testifying the approbation of dissertation materials

19. Encapsulation of Mineral Fertilizer Granules with Organic Substance / E. M. Odnodvoretz, R. O. Ostroha. *Education, Science, and Production: Development and Prospects : Proceedings of the I Scientific-Methodological Conference*, Shostka, April 28, 2015. Sumy : SumDU, 2015. P. 54.

20. Application of Organic-Based Fertilizers for Growing Environmentally Friendly Products / A. O. Ilchenko, R. O. Ostroha. *Modern Technologies in Industrial Production : Proceedings of the Scientific and Technical Conference of Faculty, Staff, Postgraduates, and Students of the Faculty of Technical Systems and Energy-Efficient Technologies*, Sumy, April 14–17, 2015. Sumy : SumDU, 2015. Part 2. P. 125.

21. Kinetics of Granulation of Organic Suspensions / S. P. Shevets, R. O. Ostroha. *Modern Technologies in Industrial Production : Materials and Program of the IV All-Ukrainian Interuniversity Scientific and Technical Conference*, Sumy, April 19–22, 2016. Sumy : SumDU, 2016. Part 2. P. 88.

22. Energy-Saving and Environmentally Safe Technologies for the Production of Prolonged-Release Granular Mineral Fertilizers / O. A. Temidayo, R. O. Ostroha. *Education, Science, and Production: Development and Prospects : I All-Ukrainian Scientific-Methodological Conference*, Shostka, April 21, 2016. Sumy : SumDU, 2016. P. 128.

23. The Mineral Fertilizer Granules Encapsulating in a Multistage Shelf Apparatus / S. P. Shevets, R. O. Ostroha. *Chemical Technology: Science, Economy, and Production : III International Scientific-Practical Conference*, Shostka, November 23–25, 2016. Sumy : SumDU, 2016. P. 77.

24. Drying and Granulation of Organic Substances in the Apparatus with Active Flow Hydrodynamics / S. P. Shevets, R. O. Ostroha. *Chemistry and Chemical Technology : VI International Youth Science Forum "Litteris et Artibus"*, Lviv, November 24–26, 2016. Lviv : Lviv Polytechnic Publishing House, 2016. P. 414–415.

25. Investigation of Mechanics of the Solid Phase Motion in the Gas Flow of the Fluid Bed Apparatus / N. R. Artyukhova, R. O. Ostroha. *Chemical Technology and Engineering : International Scientific Conference*, Lviv, June 26–30, 2017. Lviv : Lviv Polytechnic Publishing House, 2017. P. 351–352.

26. Kinetics of Granulation of Organic Suspensions in Apparatuses with Active Flow Hydrodynamics / S. P. Shevets, R. O. Ostroha. *Modern Technologies in*

Industrial Production : Proceedings of the Scientific and Technical Conference of Faculty, Staff, Postgraduates, and Students of the Faculty of Technical Systems and Energy-Efficient Technologies, Sumy, April 18–21, 2017. Sumy : SumDU, 2017. Part 2. P. 103.

27. Apparatus Design for the Encapsulation Process of Granular Mineral Fertilizers / N. R. Artyukhova, R. O. Ostroha. *Modern Technologies in Industrial Production : Proceedings of the Scientific and Technical Conference of Faculty, Staff, Postgraduates, and Students of the Faculty of Technical Systems and Energy-Efficient Technologies*, Sumy, April 18–21, 2017. Sumy : SumDU, 2017. Part 2. P. 104.

28. Development and Engineering Foundation of the Encapsulated Organic-Mineral Fertilizers / N. R. Artyukhova, R. O. Ostroha. *Practical Aspects of Chemical Engineering : Seminar*, Poznan, June 23, 2017. Poznan : Poznan University of Technology, 2017. P. 121–123.

29. Final Drying of the Porous Ammonium Nitrate in the Shelf Dryers: Impact of the Granules Flow Constraint Degree on the Nanoporous Structure Quality / N. Artyukhova, R. Ostroha, M. Yukhymenko, J. Krmela, V. Krmelova. *Proceedings of the 2019 IEEE 9th International Conference on Nanomaterials : Applications and Properties, NAP 2019*. 9075665. – [Electronic resource]. – Access mode : <https://nap.sumdu.edu.ua/index.php/nap/nap2019/paper/view/2914> (Scopus).

30. Modeling Processes in Granulation Using Sol-Gel Technology / O. O. Liaposhenko, I. V. Pavlenko, M. S. Skydanenko, M. M. Demianenko, M. P. Yukhymenko, R. O. Ostroha, M. P. Kononenko, V. M. Pokotylo. *Modern Technologies in Industrial Production : Materials and Program of the VIII All-Ukrainian Scientific and Technical Conference*, Sumy, April 20–23, 2021. Sumy : SumDU, 2021. P. 209.

31. Influence of Technological Parameters on the Characteristics of Products Obtained by Sol-Gel Technology / O. O. Liaposhenko, I. V. Pavlenko, M. S. Skydanenko, M. M. Demianenko, M. P. Yukhymenko, R. O. Ostroha, S. M. Yakhnenko, M. P. Kononenko. *Modern Technologies in Industrial Production :*

Materials and Program of the VIII All-Ukrainian Scientific and Technical Conference, Sumy, April 20–23, 2021. Sumy : SumDU, 2021. P. 218.

32. Theoretical Regularities of Nitrogen Fertilizer Granulation Process in Plate Granulator / Nadhem M. Al-Khyatt, M. Skydanenko, S. Yesypchuk, O. Moskalchuk. *Innovations and prospects of world science : VI International scientific and practical conference*, Vancouver (Canada), February 2–4, 2022. Vancouver : Perfect Publishing, 2022. P. 165–167.

Scientific works, which additionally reflect the scientific results of the dissertation

33. Yakushko S. I., Ostroha R. O., Bocko J. Biofertilizers and Biofuels. Advantages of On-Farm Utilization of Agricultural Waste : monograph. Sumy : Yaroslavna Publishing House, 2018. 265 p.

34. Artyukhov A., Artyukhova N., Ostroha R., Yukhymenko M., Krmela J., Bocko J. Convective Drying in the Multistage Shelf Dryers: Theoretical Bases and Practical Implementation. *Current Drying Processes* : collective monograph. United Kingdom : IntechOpen, 2020. P. 41–61.

35. Ostroha R., Yukhymenko M., Bocko J. Technology of Obtaining Organic Granular Fertilizers: Study of Dehydration Process in Fluidized Bed : monograph. Latvia, Riga : LAP LAMBERT Academic Publishing, 2018. 52 p.

36. Ostroha R., Yukhymenko M., Mikhajlovskiy Y., Litvinenko A. Technology of Producing Granular Fertilizers on the Organic Basis. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2016. № 1/6 (79). P. 19–26. **(Scopus, Q3)**.

37. Ostroha R., Yukhymenko M., Lytvynenko O., Lytvynenko A. Production of Encapsulated Organo-Mineral Fertilizers in a Fluidized Bed Granulator. *Acta Mechanica Slovaca*, 2020. 24 (2). P. 50–55.

38. Yukhymenko M., Ostroha R., Artyukhov A., Bocko J. Effect of Temperature on Formation of Nanoporous Structure of Granule Shell in Technology of Obtaining Organo-Mineral Fertilizers. *Springer Proceedings in Physics*, 2020. 247. P. 159–169. **(Scopus)**.

39. Lytvynenko A., Pavlenko I., Yukhymenko M., Ostroha R., Pitel J. Hydrodynamics of Two-Phase Upflow in a Pneumatic Classifier with the Variable Cross-Section. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2020. 2. P. 216–227. **(Scopus, WoS, Q4)**.

40. Yukhymenko M., Ostroha R., Evtuhov A. Pneumatic Classification of Granular Materials in Rhomb-Shaped Apparatus. *Acta Mechanica Slovaca*, 2021. 25 (3). P. 46–51.

41. Yurchenko O., Sklabinskyi V., Ochowiak M., Ostroha R., Gusak O. Rational Choice of a Basket for the Rotational Vibropriller. *Journal of Engineering Sciences*, 2022. Vol. 9 (1). P. F16–F20.

42. Ostroha R., Yukhymenko M., Mandryka O. Hydraulic Regularities of Fluidized Bed During Encapsulation of Organo-Mineral Fertilizers. *Acta Mechanica Slovaca*, 2023. 27 (2). P. 12–17.

ЗМІСТ

	С.
ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ, СКОРОЧЕНЬ І ТЕРМІНІВ.....	26
ВСТУП.....	30
РОЗДІЛ 1	
СУЧАСНІ НАПРЯМИ ГРАНУЛЮВАННЯ З ПОДАЛЬШИМ ОТРИМАН- НЯМ ОДНОРІДНИХ, ПОРИСТИХ ТА БАГАТОШАРОВИХ ГРАНУЛ.....	40
1.1 Основні способи сучасного гранулювання.....	40
1.2 Гранулювання у баштах методом прильовання.....	43
1.2.1 Витікання рідини із отворів корзини та дроблення струменів на краплі у баштовому грануляторі.....	46
1.2.2 Швидкість, траєкторії та час польоту гранул.....	59
1.2.3 Вплив режимних умов та конструктивних параметрів обертового вібраційного гранулятора на процес гранулоутворення у грануляційних баштах.....	61
1.3 Гранулювання обкочуванням із одночасним диспергуванням плаву на поверхню гранул.....	65
1.4 Гранулювання диспергуванням суспензій у псевдозріджений шар в апаратах киплячого та завислого шарів.....	69
1.4.1 Сучасний стан та перспективи використання добрив на органічній основі.....	69
1.4.2 Обґрунтування щодо вибору конструкції апарата з активною гідродинамікою потоків.....	72
1.5 Стабілізування структури гранул шляхом їх конвективного охолодження.....	77
1.5.1 Сфери застосування конвективних охолоджувачів.....	77
1.5.2 Конструкції конвективних охолоджувачів.....	80
1.6 Висновки до першого розділу. Постановка задач дослідження.....	96

РОЗДІЛ 2

МЕТОДИ ТА МЕТОДИКА СИСТЕМНОГО АНАЛІЗУ ОБ'ЄКТУ ДОСЛІДЖЕННЯ.....	99
2.1 Обґрунтування вибору методів дослідження.....	99
2.2 Методологія математичного моделювання об'єкту дослідження.....	101
2.3 Опис експериментальних установок. Методика проведення експериментальних досліджень.....	104
2.4 Характеристика приладів та пристроїв для вимірювань параметрів при експериментальних дослідженнях.....	107
2.5 Оцінка похибок вимірювання.....	110
2.6 Висновки до другого розділу.....	112

РОЗДІЛ 3

ТЕОРЕТИЧНИЙ ОПИС УМОВ ФОРМУВАННЯ ГРАНУЛ У НЕОДНОРІДНОМУ СЕРЕДОВИЩІ «ГАЗ – ТВЕРДА ФАЗА».....	113
3.1 Вплив конструктивних параметрів корзини обертового вібраційного гранулятора на утворення крапель плаву.....	113
3.2 Утворення крапель плаву на виході з корзини гранулятора під дією власних коливань струменя.....	115
3.3 Вплив режимно-технологічних параметрів на механізм гранулоутворення в тарілчастому грануляторі.....	120
3.4 Вплив температури на формування пористої структури оболонки гранули.....	124
3.4.1 Теоретичні закономірності температурного профілю у двошаровій гранулі.....	124
3.4.2 Вплив пористої структури оболонки на характер теплопровідності.....	128
3.5 Основні закономірності процесу гранулювання (капсулювання) гранул мінеральних добрив в апараті псевдозрідженого шару.....	133

3.5.1 Математична модель кінетики формування оболонки при гранулюванні (капсулюванні) гранул.....	133
3.5.2 Результати аналітичних розрахунків за математичною моделлю...	137
3.6 Розроблення апаратного оформлення лінії виробництва гранульованих органічних та органо-мінеральних добрив.....	144
3.7 Висновки до третього розділу.....	145

РОЗДІЛ 4

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ ФОРМУВАННЯ ГРАНУЛ У БАГАТОСТУПЕНЕВИХ АПАРАТАХ ЗВАЖЕНОГО ШАРУ.....	147
4.1 Особливості та переваги багатоступеневих (поличних) апаратів.....	147
4.2 Гідродинаміка руху газового потоку у поличному апараті зваженого шару.....	153
4.3 Моделювання гідродинамічної структури руху газодисперсного потоку у гравітаційному поличному апараті.....	157
4.4 Вплив дисперсійного газового середовища на механізми зважування твердих частинок та їх сепарацію в активних гідродинамічних умовах.....	161
4.4.1 Механізми зважування твердих частинок.....	161
4.4.2 Сепарація твердих частинок газовим потоком.....	166
4.5 Математична модель кінетики гранулювання у багатоступеневих поличних апаратах.....	176
4.6 Висновки до четвертого розділу.....	182

РОЗДІЛ 5

ТЕОРЕТИЧНИЙ ОПИС УМОВ ВПЛИВУ НА МІЖФАЗНИЙ ТЕПЛООБМІН У НЕОДНОРІДНОМУ СЕРЕДОВИЩІ «ГАЗ – ТВЕРДА ФАЗА».....	184
5.1 Закономірності охолодження та зміна температури гранул після контакту з повітрям у грануляційній башті.....	184

5.2 Міжфазний теплообмін і розмежування основних стадій теплоперенесення в системі «газ – тверда фаза» у зважених шарах.....	188
5.3 Математична модель міжфазного теплообміну у гетерогенній системі «газ – тверда фаза».....	194
5.4 Особливості міжфазного теплообміну частинок матеріалу з висхідним повітряним потоком.....	209
5.5 Вплив режимних та конструктивних параметрів поличного контакту на ефективність охолодження гранул у поличних апаратах.....	217
5.6 Висновки до п'ятого розділу.....	221
РОЗДІЛ 6	
ТЕРМОДИНАМІЧНИЙ ТА ЕКСЕРГЕТИЧНИЙ АНАЛІЗ ЩОДО ЕФЕКТИВНОСТІ ГРАНУЛЯЦІЙНОГО ОБЛАДНАННЯ І АПАРАТІВ КОНВЕКТИВНОГО ОХОЛОДЖЕННЯ ГРАНУЛ.....	224
6.1 Теоретичні основи термодинамічного та ексергетичного аналізу.....	224
6.2 Ексергетичний аналіз грануляційного обладнання.....	230
6.3 Термодинамічний та ексергетичний аналізи щодо вибору охолоджувача гранул мінеральних добрив.....	235
6.4 Рекомендації щодо застосування апаратів зваженого шару в промисловості.....	245
6.5 Висновки до шостого розділу.....	259
ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ.....	261
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	264
ДОДАТКИ.....	318

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СИМВОЛІВ, ОДИНИЦЬ, СКОРОЧЕНЬ І ТЕРМІНІВ

Символи

- A – постійна рівняння
- a – коефіцієнт температуропровідності, $\text{м}^2/\text{с}$
- B – довжина (або ширина) перетину апарата; характерний розмір, м;
постійна рівняння
- c – питома теплоємність, $\text{кДж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$
- D – коефіцієнт дифузії, $\text{м}^2/\text{с}$; діаметр апарата, м
- d – діаметр частинки, отворів решітки (d_o), м
- E – енергія, ексергія, Вт
- F – сила, Н; поверхня частинки (F_m), м^2 ; питома поверхня шару (F_u), $\text{м}^2/\text{м}^3$
- f – фактор форми (коефіцієнт несферичності); коефіцієнт тертя твердої фази (f_{mp}), живий переріз поличного контакту (f_n), %
- $f(R, \tau)$ – функція розподілення частинок по розмірам
- G – масова витрата, $\text{кг}/\text{с}$; питома витрата матеріалу (G_p), $\text{кг}/\text{кг}$
- g – прискорення вільного падіння, $\text{м}/\text{с}^2$
- H, h – висота, м
- J – питома ентальпія, $\text{Дж}/\text{кг}$
- i – коефіцієнт ковзання
- K – коефіцієнт охолодження ($K_{охл}$); коефіцієнт теплопередачі, $\text{Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$
- L – довжина перетину апарата; характерний розмір, м
- l – довжина; характерний розмір, м
- M – маса шару, кг
- m – маса частинки, кг
- N – кількість твердих частинок у робочому об'ємі апарата, $\text{шт}/\text{м}^3$
- n – кількість контактних елементів, шт.
- P – загальний тиск системи; гідравлічний опір, Па
- Q – кількість (потік, витрата) теплоти, Вт

- q – питома теплота, Дж/кг
 R – радіус частинки, м
 r – поточний радіус частинки; радіус факелу, фонтану (r_ϕ), м
 S – площа поперечного перерізу, м²; шаг решітки (S_p), м
 T – температура по Кельвіну, К
 t – температура по Цельсію, °С
 U, u – швидкість твердої частинки (U_m, u_m), м/с
 V – об'єм, м³; об'ємна витрата, м³/с; відносна швидкість твердої частинки (V_m), м/с
 W – швидкість газу, м/с
 X, x – поточна координата, м; масова частка фракції, кг/кг
 Y, y – питома координата, м; концентрація (вміст) частинок данної фракції в потоці, г/м³; питома витрата по дрібній фракції (Y_p), кг/кг
 Z, z – питома координата, м
 α – поверхневий та об'ємний (α_v) коефіцієнти тепловіддачі, Вт/(м²К), Вт/(м³К) відповідно; кут нахилу полиці (α_n), град.
 β – справжня об'ємна концентрація частинок у газовому потоці, м³/м³; кут між напрямками руху частинок, град, витратна об'ємна концентрація частинок у газовому потоці (β_v), кг/м³
 γ – постійний коефіцієнт; масовий вміст фракції, %
 Δ – зміна параметра; рухома сила процесу
 ε – порізність шару; ступінь вилучення дрібної фракції у виніс (ε_m), %
 ζ – коефіцієнт гідродинамічного (місцевого) опору
 η – поочна координата; коефіцієнт корисної дії, ефективності
 θ – функція ймовірності виносу частинок із шару
 λ – коефіцієнт тертя газового потоку (λ_{mp}); коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К)
 μ – динамічний коефіцієнт в'язкості, Па·с; масова концентрація частинок у потоці (μ_m), кг/кг

ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості, м²/с; частота гравітаційних коливань зваженого шару, с⁻¹ (Гц)

ρ – густина, кг/м³

σ – товщина поличного контакту (σ_n), м

τ – час, с

φ – відносна вологість газового потоку, живий переріз решітки (полиці), %

ψ – фактор форми (коефіцієнт сферичності) твердої частинки; кут падіння матеріалу на поверхню полиці (ψ_n), град.

ω – обертальна швидкість твердої частинки, с⁻¹

Літери $A, B, a, b, c, K, k, M, N, n$ – використовуються також на позначення постійних коефіцієнтів.

Безрозмірні числа чи критерії

$$\text{Архимеда: } Ar = \frac{d_m^3 \cdot (\rho_m - \rho_c) \cdot \rho_c \cdot g}{\mu_c^2} = \frac{d_m^3 \cdot (\rho_m - \rho_c) \cdot g}{\nu_c^2 \cdot \rho_c};$$

$$\text{Біо тепловий: } Bi = \frac{\alpha \cdot R}{\lambda_m};$$

$$\text{Кирпичова тепловий: } Ki = Bi \cdot \frac{t_c - t_n}{\Delta t};$$

$$\text{Лященко: } Ly = \frac{W^3 \cdot \rho_c^2}{\mu_c \cdot (\rho_m - \rho_c) \cdot g}; \quad Ly_m = \frac{V_m^3 \cdot \rho_c^2}{\mu_c \cdot (\rho_m - \rho_c) \cdot g} = \frac{(W - U_m)^3 \cdot \rho_c^2}{\mu_c \cdot (\rho_m - \rho_c) \cdot g};$$

$$\text{Нуссельта тепловий: } Nu = \frac{\alpha \cdot d_m}{\lambda_c};$$

$$\text{Охолодження: } K_{\text{охол}} = \frac{Q_{\text{факт}}}{Q_{\text{повн}}} = \frac{t_{ГП} - t_{ГК}}{t_{ГП} - t_{СП}};$$

$$\text{Пекле тепловий: } Pe = \frac{W \cdot d_m}{\alpha};$$

$$\text{Прандтля тепловий: } Pr = \frac{\nu_c}{\alpha};$$

$$\text{Рейнольдса: } Re = \frac{W \cdot d_m \cdot \rho_c}{\mu_c}; \quad Re_m = \frac{V_m \cdot d_m \cdot \rho_c}{\mu_c} = \frac{(W - U_m) \cdot d_m \cdot \rho_c}{\mu_c};$$

$$\text{Фруда: } Fr = \frac{W^2}{g \cdot d_m}; \quad Fr_m = \frac{V_m^2}{g \cdot d_m} = \frac{(W - U_m)^2}{g \cdot d_m};$$

$$\text{Фур'є тепловий: } Fo = \frac{\alpha_m \cdot \tau}{R^2}$$

В окремих розділах дисертаційної роботи вживаються також інші позначення, які пояснюються в процесі викладу.

ВСТУП

Актуальність теми. Виробництво гранульованих продуктів було і залишається актуальним у сучасному світі. Процеси гранулювання широко використовуються при виробництві добрив, фармацевтичних препаратів, харчових добавок та інших технічних матеріалів. У той же час, Україна є аграрною державою. Аграрний сектор її економіки (сільське господарство, харчова й переробна промисловість) забезпечує безпеку країні та продовольчу незалежність як на внутрішньому, так і на міжнародному ринках. А тому виробництво та раціональне використання добрив є перспективним та надзвичайно актуальним питанням для науки.

На даний час отримання гранул базується на трьох основних способах – це: приплювання, обкочування та нарощування у псевдозріджених чи зважених шарах. І якщо отримання однорідних гранул у грануляційних баштах та барабанних грануляторах достатньо добре засвоєно промисловістю, то отримання гранульованих продуктів на тарілчастих грануляторах та в апаратах з активною гідродинамікою потоків не знаходить належного використання у виробництвах. Останнє обумовлюється недостатнім вивченням науково-теоретичних основ формування гранул у неоднорідних середовищах. Особливо це стосується вивчення закономірностей формування гранул у киплячих та зважених шарах, при отриманні, насамперед, пористих та багат шарових гранул.

Тому подальший розвиток основних технологічних стадій виробництва гранульованих добрив треба спрямувати на вдосконалення апаратного оформлення грануляторів, встановлення найбільш раціональних режимно-технологічних параметрів ведення процесу з метою підвищення його ефективності та зменшення енергетичних витрат. Так, при отриманні гранул у грануляційних баштах до кінця не досліджено теорію механізму розпаду струменів та розміру крапель рідини під впливом власних коливань у струмені

рідини (плаву). Також відсутній аналітичний алгоритм для визначення швидкості руху гранули у газовому середовищі та температурний профіль гранули при її падінні в газоповітряному середовищі.

Процес гранулювання на тарілчастому грануляторі потребує вивчення механізму обкочування гранули з метою отримання аналітичних залежностей для визначення розміру готової гранули. І нарешті, найбільшій увазі потребує розроблення науково-теоретичних основ щодо формування гранул у псевдозрідженому та зваженому шарах. Це передбачає розроблення математичної моделі щодо визначення температурного профілю у двошаровій гранулі, що дозволяє враховувати складні взаємодії між шарами гранули, теплопередачу, а також фізико-хімічні властивості використовуваних речовин. Також має місце аналіз впливу пористої структури оболонки на характер теплопровідності, включаючи комплексний аналіз взаємозв'язку між морфологією пор та ефективністю теплопереносу в шарі матеріалу.

Серед основних методів впливу на час перебування полідисперсних частинок в апараті слід виділити застосування секціонування (вертикального та горизонтального) для створення різних умов руху частинок за висотою (довжиною) пристрою. А тому актуальним є розроблення науково-теоретичних основ формування гранул в багатоступеневих апаратах зваженого шару, отримання аналітичних залежностей для визначення величини виносу дрібних частинок із киплячого та зваженого шарів для оцінки гранулометричного складу ретур, що, відповідно, впливає на гранулометричний склад кінцевого продукту.

Процес гранулювання шляхом диспергування суспензій на гранули у киплячих чи зважених шарах при їх одночасному сушінні у гарячому середовищі супроводжується нагріванням гранул. Для завершення певних модифікаційних перетворень всередині гранул та отримання міцної структури треба проводити технологічну стадію охолодження. Помилково вважати дану стадію процесу формування гранул допоміжною, оскільки ігнорування процесів охолодження з метою стабілізування структури призводить до

зменшення міцності гранул та збільшенню їх злежуваності, а також сприяє злипанню, що спричиняє погіршення якості готової продукції. Саме тому актуальним є розробка ексергетичного аналізу для раціонального вибору конструкції охолоджувача гранул мінеральних добрив, що дозволяє систематично оцінити ефективність різних конструкцій охолоджувачів з точки зору енергетичних втрат та ефективності використання енергії.

Отже, дослідження процесів формування гранул у неоднорідному середовищі відноситься до фундаментальних проблем процесів та обладнання хімічної технології. У зв'язку з цим можна стверджувати, що тема дисертаційної роботи є актуальною та має важливе наукове і прикладне значення, оскільки присвячена вирішенню актуальної науково-прикладної проблеми, сутність якої полягає в створенні теоретичних основ процесів формування гранул у неоднорідному середовищі.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Дисертаційна робота виконувалась за підтримки проєкту Eurizon, який фінансується Європейським Союзом (ініціатива Horizon Europe, грантова угода № 871072) «Monodisperse systems in the production of foodstuff and compound (combined) fertilizers». А також згідно з пріоритетними напрямками наукової роботи Сумського державного університету «Гідродинамічні показники двофазних потоків тепломасообмінного, грануляційного та сепараційного обладнання» (номер державної реєстрації 0115U002551, термін виконання 2015–2019 рр.), «Small-scale energy-saving modules with the use of multifunctional devices with intensive hydrodynamics for the production, modification and encapsulation of granules» (номер державної реєстрації 0119U100834, термін виконання 2019–2021 рр.), «Створення нових гранульованих матеріалів для ядерного палива та каталізаторів в активному гідродинамічному середовищі» (номер державної реєстрації 0120U102036, термін виконання 2020–2022 рр.), «Виконання завдань перспективного плану розвитку наукового напрямку «Технічні науки» Сумського державного університету» – етап 3 (номер державної реєстрації 0121U112684, термін виконання 2023 р.).

Наукові розробки впроваджені під час виконання госпдоговірних науково-дослідних робіт за темами «Наукове обґрунтування вибору оптимального апаратурного оформлення малогабаритної мобільної установки капсулювання мінеральних добрив» (замовник – ТОВ «Альянс»), «Напрацювання дослідних зразків гранульованих добрив на органічній основі» (замовник – ТОВ «Білопілля Агросвіт»), «Напрацювання дослідних зразків складнозмішаних (комбінованих) добрив спеціального призначення» (замовник – ТОВ «Аграрник»).

Мета дослідження. Метою роботи є розроблення та обґрунтування науково-теоретичних основ процесів формування гранул у неоднорідному середовищі шляхом застосування методів обкочування та прильовання, а також у псевдозріджених та завислих шарах з активною гідродинамікою потоків.

Завдання досліджень. Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити такі завдання:

- провести системний аналіз сучасних напрямів гранулювання з подальшим отриманням однорідних, пористих та багатошарових гранул;
- створити теоретичні основи розрахунку розпаду струменів рідини (плаву) на краплі під впливом власних коливань;
- теоретично дослідити зміну температури гранули мінеральних добрив по її радіусу при контакті з повітрям у грануляційній башті;
- визначити вплив температури шару на процес отримання укрупнених гранул мінеральних добрив у тарілчастому грануляторі;
- розробити науково-теоретичні основи впливу дисперсійного газового середовища на механізми зважування твердих частинок та їх сепарацію в активних гідродинамічних умовах;
- розробити науково-теоретичні основи впливу температури на формування пористої структури оболонки гранули;
- проаналізувати особливості міжфазного теплообміну у системі «газ – тверда фаза» в умовах зважених шарів;

- провести теоретичні та експериментальні дослідження процесів формування гранул в багатоступеневих апаратах зваженого шару;
- провести теоретичні та експериментальні дослідження високоефективного обладнання для конвективного охолодження гранульованих та зернистих матеріалів;
- розробити техніко-економічні аспекти вибору та експлуатації конвективних охолоджувачів.

Об’єкт дослідження – процеси одержання суцільних та капсульованих гранул із заданими властивостями.

Предмет дослідження – процеси формування гранул обкочуванням, приплюванням та в умовах активної гідродинаміки потоків.

Методи дослідження. Теоретичні аспекти дисертаційної роботи ґрунтуються на фізичному та математичному моделюванні процесів гранулоутворення. На емпіричному рівні наукових досліджень застосовувався метод прямого спостереження. Під час проведення експериментальних досліджень застосовували методи багатofакторного планування експерименту. Визначення гранулометричного складу частинок проводили методом ситового аналізу. Для дослідження структури гранул застосовували мікроскопічний метод, а також метод оптичного мікрофотографування з подальшим програмним обробленням результатів.

Математичне моделювання гідродинамічних параметрів неоднорідних систем виконувалось на основі класичних положень гідромеханіки та технічної гідромеханіки із використанням програмного забезпечення FlowVision, Ansys CFX та Ansys Fluent. Для отримання більш точної апроксимації криволінійної геометрії у програмі FlowVision використовувалась технологія підсіточного розширення геометрії, яка дозволяє імпортувати геометричні дані з систем комп’ютерного проєктування та обмінюватися інформацією з системами кінцево-елементного аналізу.

Для вирішення рівнянь математичної моделі використовували системи комп’ютерної алгебри, а саме: Maple та wxMaxima. Аналіз одержаних

закономірностей здійснювали із застосуванням диференціальних методів математичного аналізу та інтегрального обчислення, які виконували за допомогою комп'ютерної техніки та пакету прикладних програм, а саме: MathCAD, MS Office Excel.

Визначення похибки вимірювань і результати розрахунків базуються на загальноприйнятих методиках та рекомендаціях щодо обробки інженерних та експериментальних даних.

Наукова новизна одержаних результатів. На базі виконаних теоретичних і експериментальних досліджень отримані такі наукові результати:

вперше:

– створено науково-теоретичні основи для визначення температурного профілю у двошаровій гранулі, що дозволяє враховувати складні взаємодії між шарами гранули, теплопередачу, а також фізико-хімічні властивості використовуваних речовин;

– теоретично проаналізовано вплив пористої структури оболонки на характер теплопровідності, включаючи комплексний аналіз взаємозв'язку між морфологією пор та ефективністю теплопередачі у шарі матеріалу;

– представлено характеристику умов розмежування стадій теплоперенесення в системі «газ – тверда фаза» для псевдозріджених та завислих шарів;

– створено науково-теоретичні основи формування гранул в багатоступеневих апаратах зваженого шару, що відкриває нові можливості для оптимізації процесів гранулоутворення у складних гетерогенних системах та сприяє підвищенню ефективності та якості виробництва гранульованих продуктів у різних галузях промисловості;

– проведено ексергетичний аналіз для раціонального вибору конструкції охолоджувача гранул мінеральних добрив, що дозволяє систематично оцінити ефективність різних конструкцій охолоджувачів з точки зору енергетичних втрат та ефективності використання енергії;

набули подальшого розвитку:

- науково-теоретичні основи процесу гранулювання, який ускладнений умовами сепарації дрібних частинок, що дає можливість прогнозувати гранулометричний склад кінцевого продукту;
- науково-теоретичні основи щодо особливостей зважених шарів із активною гідродинамікою потоків;

удосконалено:

- методологічну основу теоретичного розрахунку розпаду струменів та теоретичного визначення розміру крапель рідини під впливом власних коливань у струмені рідини (плаву);
- методологічну основу теоретичного аналізу температурного профілю гранул мінеральних добрив уздовж радіуса цієї гранули до її центру, що дозволяє визначати динаміку зміни температури гранули при її конвективному охолодженні у грануляційній башті;
- алгоритм розрахунків температурного профілю за допомогою диференційного рівняння Фур'є при граничних умовах 3-го роду шляхом отримання регресійних рівнянь для визначення сталих коефіцієнтів.

Практичне значення одержаних результатів.

1. Розроблено математичну модель з чисельним алгоритмом та програмним забезпеченням для визначення величини виносу дрібних фракцій із псевдозріджених та завислих шарів, що дає змогу визначати гранулометричний склад ретуру та прогнозувати гранулометричний склад готового продукту. Рівняння для визначення величини виносу дрібної фракції мають емпіричний характер та враховують вплив швидкості газового потоку та швидкості витання твердих частинок. Таким чином, алгоритм розрахунку дозволяє підібрати оптимальний гідродинамічний режим псевдозрідження з метою отримання гранул заданого гранулометричного складу.

2. Розроблено методику термодинамічного та ексергетичного аналізів раціонального вибору певних типів охолоджувачів гранульованих мінеральних добрив. Запропонований метод враховує як термодинамічні показники –

коефіцієнт охолодження, коефіцієнт рекуперації, термодинамічний коефіцієнт корисної дії, так і ексергетичні – ексергетичний коефіцієнт корисної дії. Такий підхід дозволяє більш коректно оцінити енергетичні витрати на процес охолодження дисперсних матеріалів та підібрати енергозберігаючу конструкцію апарата.

3. Визначено конструктивно-технологічні параметри робочої камери поличного гранулятора зі зваженим шаром, що дозволяє реалізувати активний струменевий гідродинамічний режим зважування. Такий підхід сприяє покращенню ефективності технологічних процесів у промислових умовах і може мати значний вплив на підвищення конкурентоспроможності підприємств, які займаються виробництвом гранульованих продуктів.

4. Розроблено практичні рекомендації щодо впровадження у виробництво малогабаритної мобільної установки для капсулювання мінеральних добрив на базі Товариства з обмеженою відповідальністю «Альянс» (акт впровадження від 15.11.2017 р.), а також виконані напрацювання дослідних зразків гранульованих добрив на органічній основі для Товариства з обмеженою відповідальністю «Білопілля Агросвіт» (акт впровадження від 01.12.2022 р.) та напрацювання дослідних зразків складнозмішаних (комбінованих) добрив спеціального призначення для Товариства з обмеженою відповідальністю «Аграрник» (акт впровадження від 30.06.2023 р.).

5. Упроваджено в навчальний процес кафедри хімічної інженерії Сумського державного університету наукові результати відповідно до теми НДР «Створення нових гранульованих матеріалів для ядерного палива та каталізаторів в активному гідродинамічному середовищі», ДР № 0120U102036 (акт впровадження від 26.12.2022 р.); відповідно до теми НДР «Виконання завдань перспективного плану розвитку наукового напрямку «Технічні науки» Сумського державного університету», ДР № 0121U112684 (акт впровадження від 28.12.2023 р.).

Особистий внесок здобувача полягає в аналізуванні стану проблеми, формуванні та розробленні основної ідеї й теми дисертації, створенні наукових

положень системного підходу до розроблення комплексних рішень щодо процесів формування гранул у неоднорідному середовищі, зокрема розробленні науково-методичних підходів до тепло- і масообмінних з перспективою подальшого отримання однорідних, пористих та багат шарових гранул [1; 5; 6; 15; 17; 18; 33; 36; 41; 42], дослідженні умов формування гранул у неоднорідному середовищі «газ – тверда фаза» [1; 7; 9; 10; 14; 17; 37; 38; 41], проведенні теоретичних та експериментальних досліджень процесів формування гранул в багатоступеневих апаратах зваженого шару [1; 2; 8; 13; 16; 35], дослідженні умов впливу на міжфазний теплообмін у неоднорідному середовищі «газ – тверда фаза» [1; 3; 12; 13; 34], розробленні техніко-економічних аспектів вибору високоефективного обладнання для отримання гранульованих матеріалів [1; 4; 11; 33; 39; 40]. Усі результати, що складають основний зміст дисертаційної роботи, обговорювалися на конференціях та наукових фестивалях різного рівня, зокрема [19–32].

Вищезазначена нумерація робіт, виконаних у співавторстві, відповідає списку праць дисертанта, наведеному у додатку А дисертації.

Апробація результатів дисертації. Основні наукові й практичні результати роботи доповідалися та обговорювалися на таких науково-технічних, науково-практичних конференціях і семінарах всеукраїнського й міжнародного рівнів: науково-технічних конференціях викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій «Сучасні технології у промисловому виробництві» (м. Суми, 14–17 квітня 2015 р.; 18–21 квітня 2017 р.); I науково-методичній конференції «Освіта, наука та виробництво: розвиток та перспективи» (м. Шостка, 28 квітня 2015 р.); IV, VIII Всеукраїнських науково-технічних конференціях «Сучасні технології у промисловому виробництві» (м. Суми, 19–22 квітня 2016 р.; 20–23 квітня 2021 р.); I Всеукраїнській науково-методичній конференції «Освіта, наука та виробництво: розвиток і перспективи» (м. Шостка, 21 квітня 2016 р.); III Міжнародній науково-практичній конференції «Хімічна технологія: наука, економіка та виробництво»

(м. Шостка, 23–25 листопада 2016 р.); VI Міжнародному молодіжному науковому форумі «Litteris et Artibus» (м. Львів, 24–26 листопада 2016 р.); Міжнародній науковій конференції «Chemical Technology and Engineering» (м. Львів, 26–30 червня 2017 р.); науковому семінарі «Praktyczne Aspekty Inzynierii Chemicznej» (м. Познань, 23 червня 2017 р.); I, III, VI, VII Міжнародних конференціях «Design, Simulation, Manufacturing: The Innovation Exchange» (м. Суми, 12–15 червня 2018 р.; м. Харків, 09–12 червня 2020 р.; м. Високі Татри, 06–09 червня 2023 р.; м. Пльзень, 04–07 червня 2024 р.).

Публікації. За результатами дисертаційної роботи опубліковано 42 наукові праці, із яких: 2 монографії у співавторстві, 3 розділи колективних монографій, 23 статті, зокрема, 5 статей у наукових фахових виданнях із переліку МОН України, 16 статей у зарубіжних наукових періодичних виданнях та у виданнях, що індексуються міжнародними наукометричними базами даних (Scopus та Web of Science), 14 матеріалів доповідей у збірниках праць конференцій.

Структура та обсяг дисертації. Дисертація складається з анотації, вступу, шести розділів, висновків, списку використаних джерел, що вміщує **383** найменувань на **54** сторінках, та **5** додатків на **22** сторінках. Загальний обсяг дисертації становить **339** сторінок, із яких основний текст – **234** сторінки, робота містить **67** рисунків та **17** таблиць.

РОЗДІЛ 1

СУЧАСНІ НАПРЯМИ ГРАНУЛЮВАННЯ З ПОДАЛЬШИМ ОТРИМАННЯМ ОДНОРІДНИХ, ПОРИСТИХ ТА БАГАТОШАРОВИХ ГРАНУЛ

1.1 Основні способи сучасного гранулювання

За своєю суттю гранулювання – це сукупність фізико-хімічних та механічних процесів, які забезпечують формування частинок певних розмірів, форми, внутрішньої структури з відповідними фізико-хімічними властивостями [1]. Серед усього різноманіття фосфоровмісних гранульованих добрив найбільш поширеними є суперфосфати, амофос та інші комплексні мінеральні добрива [2–4]. У свою чергу, в асортименті азотних добрив, що використовуються у всіх ґрунтово-кліматичних зонах, переважають аміачна селітра та карбамід [5]. На сучасному етапі при виробництві гранульованих добрив до базових мінеральних складових додають різного роду неорганічні сполуки [6], а також компоненти органічного походження [7–9].

У виробництві гранульованих добрив можна виділити такі основні технологічні стадії [4]:

- підготовка сировини (подрібнення, класифікація, приготування плаву тощо);
- гранулювання;
- стабілізування структури гранули (сушіння, охолодження);
- виділення товарної фракції (класифікація за розмірами, подрібнення крупних фракцій).

Безпосередньо процес гранулювання можливо здійснювати із рідинної чи твердої фази, або ж комбінацією даних способів. Із рідинної фази процес гранулювання здійснюється шляхом диспергування рідини на краплі із

послідуючою кристалізацією гранули при її зневодненні чи конвективному охолодженні повітрям [10–12]. Із твердої фази процес гранулювання здійснюється шляхом пресування із послідувачим подрібненням пресованих брикетів до гранул необхідного розміру [13, 14]. Із суміші рідинної та твердої фаз процес гранулювання здійснюється шляхом агломерації порошків при розпилюванні на дрібні частинки порошку суспензії із послідувачим обкатуванням отриманих агломератів та зміцненням зв'язків між частинками при видаленні рідинної фази при їх сушінні гарячим теплоагентом [15, 16].

Утворення твердих частинок необхідного розміру при гранулюванні може відбуватися як миттєво, так і поступово. Тому розрізняють процеси гранулювання, які здійснюються без зміни розмірів гранул з часом [17, 18], зі зміною розмірів частинок у часі [19, 20] чи змішаного типу [21]. У залежності від вимог до гранулометричного складу продукту, дрібні фракції або повністю повертають на стадію грануляції (ретурний процес) [22], або не повертають (безретурний процес) [23]. В останньому випадку у товарному продукті буде завищений вміст дрібних фракцій (в межах 15–40 %). При цьому вимоги споживача до даного показника є достатньо жорсткі: товарна фракція має бути в межах 85–90 %, крупна (розмір частинок більше 4 мм) та дрібна (розмір частинок менше 1 мм) фракції – не більше 5 % [24, 25]. Тому безретурний спосіб не має перспектив до використання та подальшої модернізації.

Для гранулювання матеріалів у вітчизняній та закордонній промисловості використовують наступні способи гранулювання:

- обкочування, а саме формування гранул, яке досягається агрегуванням та нашаруванням частинок зі зміцненням структури [26–30];
- диспергування рідини у вільний об'єм апарата з послідувачим утворенням та затвердінням крапель при їх охолодженні з послідувачою кристалізацією у повітрі чи нейтральній рідині [31–35];
- розпилювання рідини на поверхню гранул у зваженому шарі, яке досягається шляхом кристалізації тонких плівок із послідувачим їх

зневодненням за рахунок сушіння гарячим агентом чи охолодження холодним повітрям [36–41];

– диспергування рідини в активне середовище, яке досягається шляхом формування та затвердіння гранул у результаті утворення нової речовини у вільному просторі апарата [42–44];

– чешування, яке досягається шляхом охолодження рідини на сторонній поверхні з послідувачим подрібненням отриманої плівки [45, 46];

– пресування, яке досягається шляхом отримання плиток, брикетів, таблеток із сухих порошків з послідувачим подрібненням та розсівом пресату [47–51];

– формування чи екструзія, а саме формування частинок шляхом продавлювання пастоподібної маси через отвори фільтри [52–56];

– спікання, яке досягається шляхом нагрівання з утворенням агломератів, їх охолодженням, подрібненням та розсівом [57–60].

Аналізуючи вищезазначені способи гранулювання слід зауважити, що найбільшого впровадження набули такі методи:

1. Диспергування плавів та послідуваче охолодження утворених гранул у грануляційних баштах (прилипання).

2. Обкочування з одночасним диспергуванням плавів на поверхню гранул.

3. Диспергування пульпи чи суспензії у псевдозріджений (зважений) шар.

Перший метод є найпоширенішим у виробництві саме азотних добрив, а другий – у виробництві фосфоровмісних добрив. Слід зауважити, що мінеральні добрива, разом з основними елементами живлення, містять домішки у вигляді солей важких металів, радіоактивних ізотопів, оскільки сировина для їх одержання (фосфорити, апатити, сирі калійні солі), зазвичай, уже містить значну кількість таких домішок [61]. Із токсичних елементів також можуть бути наявними миш'як, кадмій, свинець, фтор, стронцій, що розглядаються як потенційні джерела забруднення довкілля при внесенні мінеральних добрив у ґрунт [62].

Останніми роками все більше уваги звертають на комплексний підхід при переробці органічних відходів у добрива [63–65], що має ряд економічних та

екологічних переваг. Причому світова тенденція виробництва добрив вимагає їх одержання саме в гранульованому вигляді [66–68]. Постійно зростає попит на двокомпонентні добрива, які являють собою гранули з твердим мінеральним ядром і пористою органічною оболонкою [69–75].

Таким чином, розглянемо послідовно дані три методи з точки зору їх особливостей, переваг та недоліків.

1.2 Гранулювання у баштах методом приливання

Для добрив, плав для виробництва яких має достатньо малу в'язкість та у гранулі чітко протікають стадії кристалізації, спосіб приливання є найбільш експлуатаційно надійним та дешевим. Це підтверджується світовою практикою [76–78]. Виробники мінеральних добрив, для задоволення зростаючого попиту у великих кількостях, використовують в основному баштове обладнання, в якому у верхній частині грануляційної башти розташований гранулятор [79–81].

Схему отримання гранульованих добрив методом приливання представлено на рис. 1.1. У цьому процесі є декілька важливих стадій. Спочатку плав подається з великою температурою до гранулятора. Потім у грануляторі плав мінеральних добрив у вигляді рідини поділяється на струмені або плівки рідини. Далі за допомогою перфорованої оболонки струмені диспергуються (розпилюються) на краплі. Найбільшою потребою у виробників мінеральних добрив користуються гранулятори, у яких струмені рідини поділяються на краплі. Це пояснюється тим, що таким процесом можливо керувати з метою отримання структури потоку гранул, яка близька до монодисперсної [80].

Особливим попитом в останній час користуються гранулятори, у яких поділ струменів плав, у вигляді рідини з високою температурою, поділяється на краплі за допомогою механічного впливу вібрацій. Це дозволяє ще більше звужити діапазон розмірів гранул у факелі розпилу та ще більше наблизити його до монодисперсного [79].

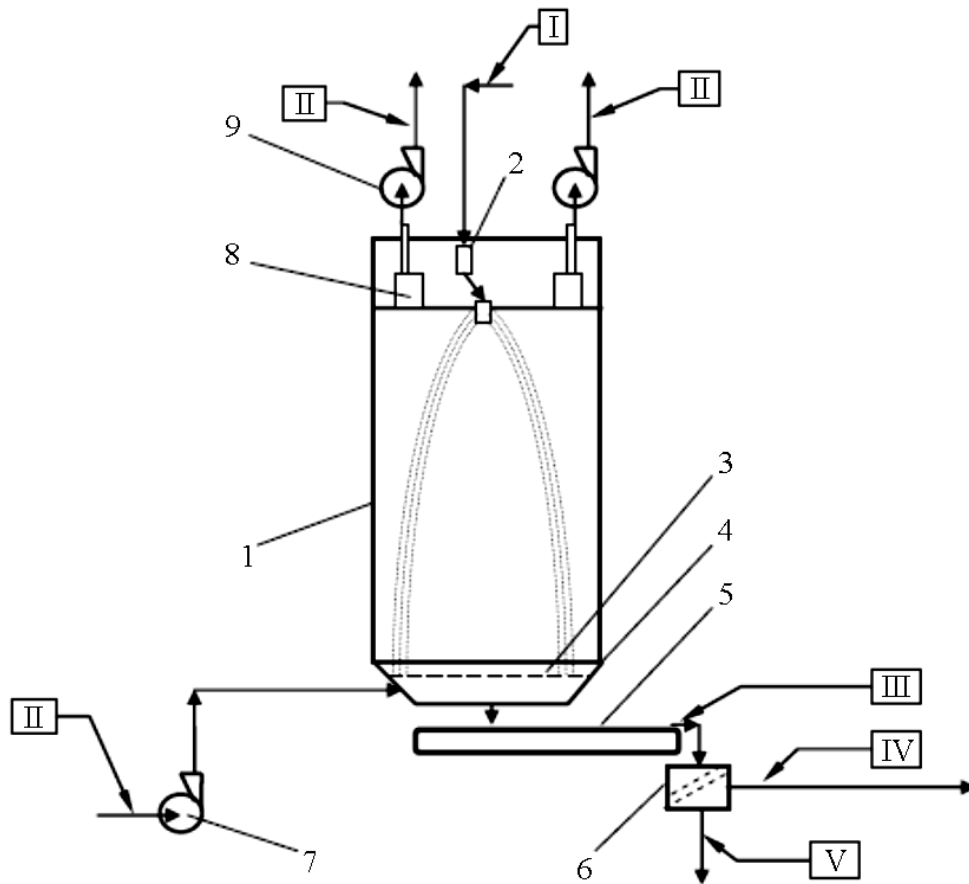


Рисунок 1.1 – Схематичне зображення виробництва мінеральних добрив методом прилювання: 1 – грануляційна башта; 2 – обладнання для постачання плаву у гранулятор; 3 – охолоджувач гранул типу «киплячий шар»; 4 – збірні конуси; 5 – транспортер; 6 – розділювач гранул за розмірами (грохот); 7 – напірний вентилятор; 8 – обладнання для очищення повітря; 9 – витяжні вентилятори; I – плав добрива; II – повітря; III – вихід гранул з башти; IV – товарні гранули; V – некондиційні гранули на переробку

Значний внесок у розвиток виробництва гранульованих мінеральних добрив методом прилювання внесли наукові школи проф. Казакової О. О. [82] та проф. Холіна Б. Г. [83].

Слід зауважити, що метод прилювання стає більш рентабельним при достатньо високих продуктивностях, а саме вище 200 т/добу [82]. У монографії [82] зазначено, що найбільшою за продуктивністю була башта потужністю 2000

т/год. Тобто велика продуктивність баштового метода виробництва гранульованих добрив є суттєвою перевагою даної технології.

Іншою перевагою метода приплювання є така характеристика як середня щільність зрошення поперечного перерізу башти (див. рис. 1.2). Спочатку даний параметр знаходився в межах $100\text{--}200\text{ кг/м}^2\cdot\text{год}$. [82]. Із використанням у грануляційних баштах статичних та вібраційних розбризкувачів плаву [83] у поєднанні з розташованим у нижній частині башти охолоджувача киплячого шару, з'явилася можливість підвищити щільність зрошення до $500\text{--}1000\text{ кг/м}^2\cdot\text{год}$. А це, у свою чергу, дозволяє збільшити продуктивність одиниці об'єму грануляційної башти у 4–5 разів.

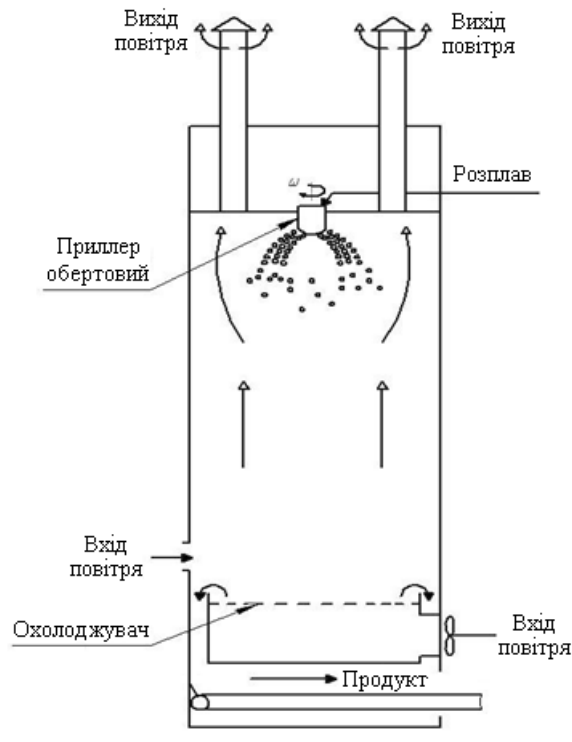


Рисунок 1.2 – Схема руху потоку повітря і гранул у грануляційній башті

Зважаючи на вищезазначені переваги, метод приплювання у грануляційних баштах знайшов досить поширене використання при виробництві гранульованих азотних добрив, а саме карбаміду та аміачної селітри [82].

1.2.1 Витікання рідини із отворів корзини та дроблення струменів на краплі у баштовому грануляторі

В останні роки все більшого поширення набувають вібраційні гранулятори розплаву мінеральних добрив. Це пов'язано з тим, що склад гранул в таких грануляторах у своєму складі близький до монодисперсного [84, 85].

Розпад струменів на краплі під дією вимушених механічних коливань є досить складним процесом [86]. Проте частиною даного процесу є розпад струменів під дією власних коливань. Цей процес також ще недостатньо вивчений, що призводить до труднощів при виборі технологічних параметрів роботи вібраційних грануляторів у промислових умовах.

Таким чином, теоретичні дослідження процесу розпаду рідинних струменів на краплі під дією власних коливань є дуже важливим першим кроком у всій програмі як теоретичних, так і експериментальних досліджень для створення методів розрахунку грануляторів, які використовують розпилення рідини на краплі [87–92] з подальшою їх кристалізацією [93–100]. Ці методи розрахунку, вивчення фізичних процесів, що впливають на розмір крапель, дозволяють створювати нові конструкції грануляторів для отримання гранул з максимально однаковим розміром.

Існують вимоги до якості продукту, отриманого методом грануляції [101]. Ці вимоги включають кілька важливих аспектів. По-перше, необхідно уникати перетину потоків рідини при виході з гранулятора, щоб забезпечити стабільне формування крапель [102–105]. По-друге, важливо отримувати краплі, а згодом і кристали однакового розміру, що критично для забезпечення однорідності кінцевого продукту [106–109]. Таким чином, ми бачимо, що розмір крапель, а отже і кристалів, безпосередньо залежить від методу грануляції, який застосовується.

Ці вимоги пояснюють особливості конструкції грануляційного обладнання. Наприклад, форма дна кошика часто розробляється таким чином, щоб забезпечити необхідний кут нахилу та відповідний діаметр отворів. Ці

параметри дозволяють контролювати потік рідини і формування крапель. Крім того, зміна частоти та тиску рідини також значно впливає на діаметр краплі при виході з гранулятора. Регулювання цих параметрів дозволяє точно налаштувати процес грануляції для досягнення бажаних характеристик продукту.

Процес розпаду рідини на краплі полягає в деформації краплі, яка набуває форми подовженого еліпсоїда [110]. Подальші перетворення форми призводять до розпаду краплі на дві приблизно рівні частини [111, 112].

У вібраційному грануляторі складність процесу диспергування через перфоровану оболонку зумовлена кількома факторами. Основними з них є геометричні характеристики отворів, за якими рідина проходить стадію розпилення при одержанні крапель азотних та комплексних мінеральних добрив [113].

Слід зауважити, що єдиного механізму для процесу розпаду струменя рідини немає [114]. Якщо говорити про різні технології розпаду рідини на краплі [115], то вони визначаються конструктивними параметрами обладнання і його фізичними властивостями [116].

Дослідження природного розпаду струменів малов'язкої рідини на краплі та оцінка впливу регулярних збурень від зовнішнього джерела на цей процес включають комплексний аналіз гідродинамічних явищ, що виникають у струмені рідини [117]. Цей процес характеризується виникненням нестабільностей, які з часом призводять до розпаду безперервного струменя на окремі краплі [118].

Вивчення таких явищ потребує розуміння взаємодії між інерційними та в'язкісними силами, а також поверхневого натягу, який відіграє ключову роль у формуванні крапель. Регулярні збурення від зовнішнього джерела, такі як механічні вібрації, акустичні хвилі або змінний тиск, можуть суттєво впливати на динаміку розпаду струменя, змінюючи розмір, форму і частоту утворення крапель [119, 120].

Характер витікання і дроблення струменів значною мірою залежить від швидкості витікання u_0 . Якщо рідина витікає з невеликого отвору, спрямованого вниз при низькому тиску, вона формує окремі рівномірні краплі [121]. Діаметр цих крапель можна визначити за рівнянням:

$$d_k = \sqrt[3]{\frac{6 \cdot d_{ш} \cdot \sigma_p}{\rho_p \cdot g}}, \quad (1.1)$$

де $d_{ш}$ – діаметр шийки краплі;

σ_p – поверхневий натяг рідини;

ρ_p – густина рідини;

g – прискорення вільного падіння.

Зі збільшенням напору і досягненням певної швидкості витікання, рідина починає утворювати суцільний циліндричний струмінь. Цей струмінь залишається безперервним на початковій ділянці свого руху, проте на деякій відстані від отвору він починає дробитися на краплі. Процес такого дроблення струменя обумовлений нестабільностями, які виникають внаслідок взаємодії інерційних сил, сил поверхневого натягу і гравітації. Зі збільшенням швидкості витікання, ці нестабільності посилюються, що призводить до розпаду суцільного струменя на окремі краплі. Відстань від отвору до точки, де струмінь починає дробитися, залежить від ряду факторів, включаючи тиск, діаметр отвору, в'язкість і поверхневий натяг рідини.

Поки швидкість u_0 порівняно невелика, витікання має ламінарний характер, і струмінь до свого розпаду зберігає вісесиметричну форму (рис. 1.3, а). Однак, із подальшим збільшенням швидкості u_0 , аеродинамічна дія зовнішнього середовища на струмінь зростає, і його вісесиметрична форма перетворюється на хвильову (рис. 1.3, б), яка характеризується дробленням на краплі різних розмірів.

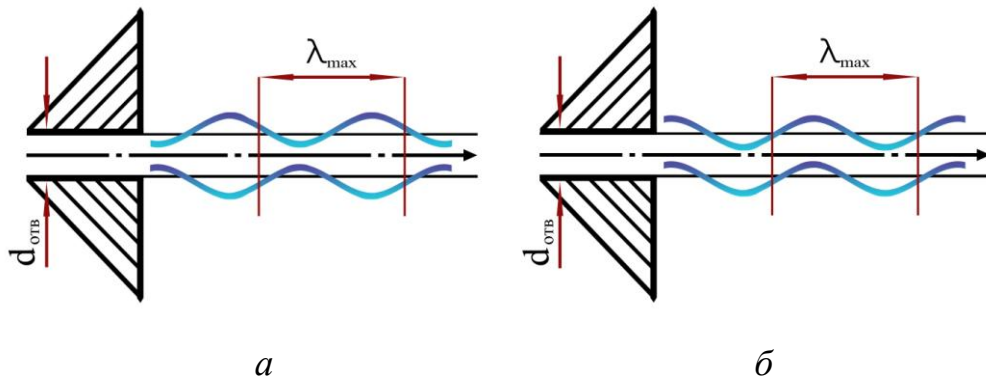


Рисунок 1.3 – Профілі струменів перед їх розпадом:

a – вісесиметричний струмінь із капілярними хвилями; *б* – хвильовий струмінь

На рис. 1.4 представлено експериментальні залежності довжини суцільної нерозірваної частини струменів від швидкості витікання u_0 [122, 123]. На рис. 1.4, *a* показано характер цієї залежності в широкому інтервалі зміни u_0 для струменів води. В областях ламінарного та початкового турбулентного витікання довжина суцільного струменя зростає зі збільшенням u_0 . Однак, в області розвиненої турбулентності ця залежність стає зворотною, тобто довжина струменя зменшується зі збільшенням швидкості витікання. Крім того, збільшення діаметра отвору $d_{отв}$ призводить до зростання довжини суцільної частини струменя L .

На рис. 1.4, *б* представлено дані для різних рідин, де характер залежності зберігається таким самим, як на рис. 1.4, *a*. Це означає, що хоча властивості рідини можуть впливати на конкретні значення довжини суцільної частини струменя, загальна тенденція залежності від швидкості витікання залишається подібною. В областях ламінарного і початкового турбулентного витікання спостерігається збільшення довжини струменя зі збільшенням u_0 , а в області розвиненої турбулентності – навпаки, зменшення.

Краплинне витікання рідини в області під прямою $0-0$ характеризується утворенням окремих крапель зі струменя за низьких швидкостей витікання. Це явище спостерігається при дуже малих значеннях u_0 , коли сили поверхневого натягу і гравітації домінують над інерційними силами, забезпечуючи стабільне формування окремих крапель.

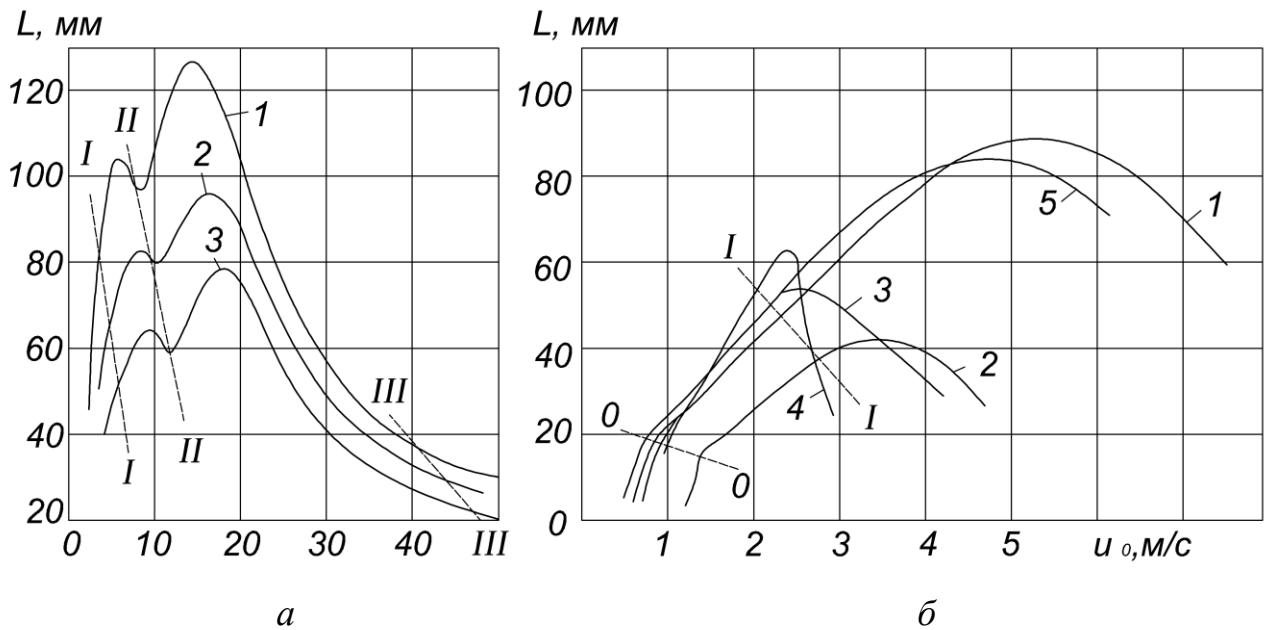


Рисунок 1.4 – Залежність довжини суцільної частини струменя (L) від швидкості витікання u_0 [82]:

a – для води за різних d_{ome} сопла (1 – 0,7 мм; 2 – 0,54 мм; 3 – 0,38 мм);

b – для різних рідких середовищ (1 – анілін, $d_{ome} = 0,5$ мм; 2 – вода,

$d_{ome} = 0,35$ мм; 3 – вода, $d_{ome} = 0,45$ мм; 4 – ртуть, $d_{ome} = 0,27$ мм;

5 – парафін, $d_{ome} = 0,45$ мм)

У ділянці між лініями $0-0$ і $I-I$ спостерігається ламінарний вісесиметричний струмінь. Тут рідина витікає без перешкод і зберігає симетричну форму, утворюючи гладкий циліндричний струмінь, який не піддається значним збуренням.

Між лініями $I-I$ і $II-II$ починають з'являтися деформації у струмені, викликані збільшенням швидкості витікання. Ці деформації можуть призводити до коливань струменя, що поступово переходять у хвильові нестабільності.

Ділянка між лініями $II-II$ і $III-III$ відповідає повному розвитку турбулентного хвилеподібного струменя. У цьому режимі інерційні сили переважають, і струмінь стає нестабільним, набуваючи хвилеподібної форми. У цьому стані рідина піддається значним аеродинамічним впливам, що призводить до інтенсивного змішування і турбулентного розпаду.

Правіше за лінію III–III відбувається дрібнодисперсне розпорошення рідини. За дуже високих швидкостей витікання струмів розпадається на дрібні краплі одразу після виходу з отвору. Цей режим характерний для процесів, де потрібне утворення дрібнодисперсних аерозолів або тонких крапель для ефективного розпилення чи покриття поверхонь.

Розглянуте детальне розбиття областей розпаду струменів дозволяє краще розуміти і контролювати процеси, пов'язані з витіканням і розпиленням рідин у різних технологічних і промислових застосуваннях.

Для процесу гранулювання особливий інтерес представляє закономірність дроблення ламінарних вісесиметричних струменів. Адже таке дроблення дозволяє отримувати гранули з високою однорідністю розмірів, що є критично важливим для виробництва добрив, харчових продуктів, різних хімічних речовин та фармацевтичних препаратів. Оптимізація параметрів витікання і розуміння закономірностей дроблення струменів сприяють підвищенню ефективності та якості гранулювання, забезпечуючи стабільність і однорідність кінцевого продукту [82].

У тонкому струмені малов'язкої рідини під впливом незначних збурень і сил поверхневого натягу виникають і швидко розвиваються капілярні хвилі, які надають струменю вісесиметричного вигляду.

Капілярні хвилі виникають внаслідок збурень, що можуть бути спричинені різними факторами, такими як мікровібрації, нерівномірність потоку або взаємодія з навколишнім середовищем. Сили поверхневого натягу прагнуть мінімізувати поверхневу енергію струменя, що призводить до утворення хвильових нестабільностей. Ці хвилі збільшуються в амплітуді до того моменту, коли їх розмір стає рівним радіусу струменя, і відбувається його розпад на окремі краплі.

Джерелами збурень, що призводять до розпаду струменів, можуть бути різноманітні фактори [124–128]:

- нерівності на внутрішній поверхні каналу можуть створювати збурення в потоці рідини, що викликає нестабільності у струмені;

- зміни в перерізі каналу можуть спричиняти коливання тиску і швидкості потоку, що призводить до утворення хвиль на струмені;
- присутність твердих частинок у рідині може викликати локальні збурення і сприяти розпаду струменя на краплі;
- вібрація обладнання передається рідині, створюючи регулярні збурення, які можуть посилювати нестабільності струменя;
- гравітація також впливає на струмінь, викликаючи його розтягнення і утворення хвиль, особливо при вертикальному або похилому витіканні.

Розуміння та враховування цих джерел збурень є важливим для оптимізації процесів, пов'язаних з диспергуванням рідин. Контроль над цими факторами дозволяє досягти стабільного утворення крапель необхідного розміру і форми.

Згідно розробленої теорії, маємо [82]:

$$\lambda_{max} = 1,435 \cdot \pi \cdot d_{cnp} = 4,51 \cdot d_{cnp}; \quad (1.2)$$

$$f_{max} = \frac{u_0}{4,51 \cdot d_{cnp}}, \quad (1.3)$$

де λ_{max}, f_{max} – відповідно довжина і частота хвилі максимальної нестійкості струменя;

d_{cnp} – діаметр струменя.

Оскільки об'єм крапель, що утворюються, дорівнює об'єму відрізка циліндричного струменя довжиною λ_{max} , то [82]:

$$d_k = \sqrt[3]{1,5 \cdot \lambda_{max} \cdot d_{cnp}}. \quad (1.4)$$

Підставивши d_{cnp} з рівняння (1.2), отримаємо:

$$d_{\kappa} = 1,89 \cdot d_{\text{стр}}. \quad (1.5)$$

При ламінарному витіканні різних малов'язких рідин з вертикально встановленого скляного капіляра Е. Тейлором було отримано середнє значення $d_{\kappa}/d_{\text{стр}}=1,92$. К. Вебер встановив, що λ_{max} , залежить також від властивостей рідини. Також для визначення середнього діаметра $d_{\text{сер}}$ гранул аміачної селітри рекомендується наступна залежність [82]:

$$d_{\text{сер}} = 2,4 \cdot d_{\text{отв}} \cdot M^{0,014} \exp(-0,052 \cdot \rho \cdot W_e), \quad (1.6)$$

$$\text{де } M = \frac{\mu_p^2}{\rho_p \cdot \sigma_p \cdot d_{\text{стр}}}; \quad \rho = \frac{\rho_z}{\rho_p}.$$

Для наближеного визначення $d_{\text{отв}}$ статичних грануляторів з тонкими перфорованими днищами пропонується співвідношення [82]:

$$d_{\text{сер}} \approx 2,1 \cdot d_{\text{отв}}, \quad (1.7)$$

Використання такого підходу дозволяє наближено визначити оптимальний діаметр отворів для забезпечення стабільного утворення гранул потрібного розміру. Це є важливим кроком для оптимізації процесу грануляції, де контроль над розміром гранул є критично важливим для забезпечення їх високої якості та однорідності.

Для зменшення злежуваності добрив необхідно забезпечити отримання гранул вузької фракції [129–140]. Тому ведеться пошук умов монодисперсного розпаду струменів і оптимальної конструкції вібраційних грануляторів. У разі накладення на струмінь штучних регулярних збурень вдається отримати однорідні краплі як малих розмірів, наприклад 20–50 мкм [141–147], так і досить великих – від 100 мкм до 20 мм [148–156]. Для рівномірного дроблення струменя запропоновано межу частот коливань [82]:

$$f = \frac{u_0}{(3,5 \div 8) \cdot d_{омв} \cdot \sqrt{\varepsilon}}. \quad (1.8)$$

Розмір крапель, отриманих під час вібраційного розпаду струменя [157, 158], з точністю до 10 % може бути знайдений із рівняння:

$$d_{\kappa} = \sqrt[3]{\frac{1,5 \cdot d_{омв}^2 \cdot \varepsilon \cdot u_0}{f}}. \quad (1.9)$$

Збільшення частоти коливань призводить до зменшення довжини суцільного струменя [159, 160]. За дослідними даними [82], зростання амплітуди коливань спочатку сприяє збільшенню розмірів крапель, потім спричиняє дроблення струменя на два роздільні потоки крапель і, нарешті, призводить до утворення крапель нерегулярного розміру.

Цікаві результати було отримано під час дослідження регулярного розпаду струменів під впливом імпульсів тиску від коливної мембрани [161–165]. Робочими рідинами були вода і розплав аміачної селітри. Параметри процесу змінювали в таких межах: $d_{омв}$ від 0,5 до 1,2 мм, ρ від 0,08 до 1,2 м, f від 80 до 1200 Гц, а W від 50 до 360 Вт на 1 м² перфорованої поверхні.

Було встановлено, що залежно від питомої потужності випромінювача регулярних коливань (W) можна отримати рівномірні краплі як із «супутниками», так і без них. Так, за $W = 50$ Вт/м² утворюються «супутники», розмір яких збільшується зі зростанням початкових збурень.

За $W = 360$ Вт/м², як видно з рис. 1.5, *a*, в момент розпаду струменя краплі мають грушоподібну форму. Загострений кінець краплі за час 1/500 с втягується в її основний об'єм, і крапля набуває сферичної форми (рис. 1.5, *б*). При цьому «супутники» не утворюються. Отримання грушоподібних крапель пояснюється регулярною зміною швидкості рідини спочатку в струмені, а потім усередині краплі, що виникає в результаті періодичної зміни швидкості витікання з отвору під впливом імпульсів тиску [82].



Рисунок 1.5 – Утворення рівномірних крапель без «супутників» під час накладання на струмінь регулярних імпульсів тиску від коливної мембрани [82] (питома потужність 360 Вт/м^2 , $f = 584 \text{ Гц}$, $d_{\text{отв}} = 1,2 \text{ мм}$, напір $0,54 \text{ м}$, $\lambda = 6 \text{ мм}$):

a – перша стадія – утворення грушоподібних крапель;

б – друга стадія – утворення сферичних крапель без «супутників»

На рівномірність штучного дроблення струменя великий вплив мають обробка отвору витікання та інші способи ламінаризації струменя, а також усунення додаткових сторонніх збурень [166–169]. Якщо до накладання регулярних коливань суцільний струмінь має гладку поверхню без збурень і довжину понад $(40 \div 50) \cdot d_{\text{отв}}$. Після накладання вібрацій довжина суцільного струменя скорочується до $(3 \div 10) \cdot d_{\text{отв}}$ [82].

Теоретичний розгляд розвитку деформації струменя приводить до висновку, що до моменту спонтанного розпаду довжина хвилі початкового збурення в середньому зменшується до $\lambda = 0,8 \cdot 1,435$, унаслідок чого поряд із краплями основних розмірів утворюються «супутники». Діаметр «супутників» може бути орієнтовно обчислений за формулою [82]:

$$\frac{d_c}{d_{\text{ср}}} \approx \sqrt[3]{\frac{3}{8} \cdot \pi \cdot (\lambda_n - 0,8 \cdot 1,435)}, \quad (1.10)$$

де λ_n – довжина хвилі початкового збурення.

Зі зменшенням λ_n зменшується d_c , а за $\lambda_n < 0,8 \cdot 1,435$ розпад струменя має відбуватися вже без утворення «супутників». Зі збільшенням u_0 розмір головних крапель практично не змінюється, тоді як «супутники» помітно зменшуються [82].

Для широких меж зміни критерію Вебера й амплітуд вимушених коливань встановлено області, в яких переважний вплив можуть чинити або капілярні, або інерційні сили [170, 171].

Для отримання монодисперсного розпаду струменів без утворення «супутників» було запропоновано впливати на струмінь штучними регулярними коливаннями пилоподібного профілю [172–177]. На цій основі було розроблено конструкцію промислового гранулятора, що дає змогу отримати монодисперсні гранули з межами коливання розмірів $\pm 0,1$ мм. Успішним також виявилось впровадження у промисловість гідроакустичного вібраційного гранулятора [178, 179].

При виборі розміру отримуваних гранул необхідно враховувати можливу гідродинамічну нестійкість вихідних крапель розплаву. Великі краплі під впливом потоку, що їх обтікає, піддаються деформації, перероджуються в порожнисті тонкостінні оболонки, а потім розпадаються на дрібніші краплі, як це видно на рис. 1.6.



Рисунок 1.6 – Розпад краплі води, що падає в повітрі [82]

Прирівнюючи силу поверхневого натягу рідини до сили аеродинамічного впливу, можна знайти критичне значення критерію Вебера, що визначає умови дроблення краплі [180, 181]:

$$We_{кр} = \frac{\rho_p \cdot w_{кр}^2 \cdot d_{кр}}{\sigma_p}, \quad (1.11)$$

де $w_{кр}$ – критична швидкість краплі відносно газоподібного середовища.

Для $w_{кр}$ було прийнято відносну швидкість краплі води й отримано величину $We_{кр}$, що дорівнює 3,5 за ламінарного потоку повітря і 2,2 за турбулентного [82].

Гідродинамічній нестійкості крапель розплаву карбаміду сприяє переохолодження речовини перед кристалізацією, оскільки краплі встигають набутти великої швидкості падіння ще до початку свого затвердіння. Оскільки збільшення поверхневого натягу розплаву сприяє підвищенню стійкості крапель, то саме цим і можна пояснити менше утворення пилу в разі розбризування розплаву аміачної селітри з добавкою $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ (введення $\approx 0,3\%$ добавки збільшує σ приблизно на 20 %). З цієї ж метою подібну добавку слід вводити і в розплав карбаміду. Отже, u_0 розплаву добрив з отворів гранулятора не має перевищувати 4–6 м/с.

Під час витікання рідини через малий отвір, просвердлений у тонкій стінці, струмінь після виходу з отвору стискається [182–189]. З рівняння Бернуллі випливає, що швидкість течії в стислому перерізі становить:

$$u_{ст} = \varphi \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot h}, \quad (1.12)$$

де φ – коефіцієнт швидкості, що залежить від опору отвору.

Звідси об'ємна витрата рідини дорівнює:

$$v = u_{ст} \cdot F_{стп} = \varepsilon \cdot F_{отв} \cdot \varphi \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot h}. \quad (1.13)$$

Добуток $\varepsilon \cdot \varphi = \mu_p$ зазвичай називають коефіцієнтом витрати [190–193]. Величина ε залежить від розмірів, положення і форми отвору та гідродинамічних умов потоку біля входу в нього. Теоретичні методи розрахунку ε складні [194–196]. Під час витікання рідини з каналу з $l/d > (3 \div 4)$ відбувається ламінаризація потоку, і коефіцієнт стиснення струменя ε прагне до 1, тобто $d_{cmp} \rightarrow d_{ome}$.

Для розрахунку витрати рідини з малого круглого отвору з гострими кромками для φ зазвичай рекомендують значення 0,96–0,99 (при $\varepsilon = 0,64$). Однак, узагальнення експериментальних даних показує (рис. 1.7), що такі значення відповідають числам $Re > 10^4$. Зазвичай умовам витікання розплаву аміачної селітри, наприклад, при $d = 1$ мм і $u_0 = 4 \div 5$ м/с, відповідає $Re \approx 1000$, і відповідно $\varphi = 0,85$, $\varepsilon = 0,80$ і $\mu_p = 0,67$ [82].

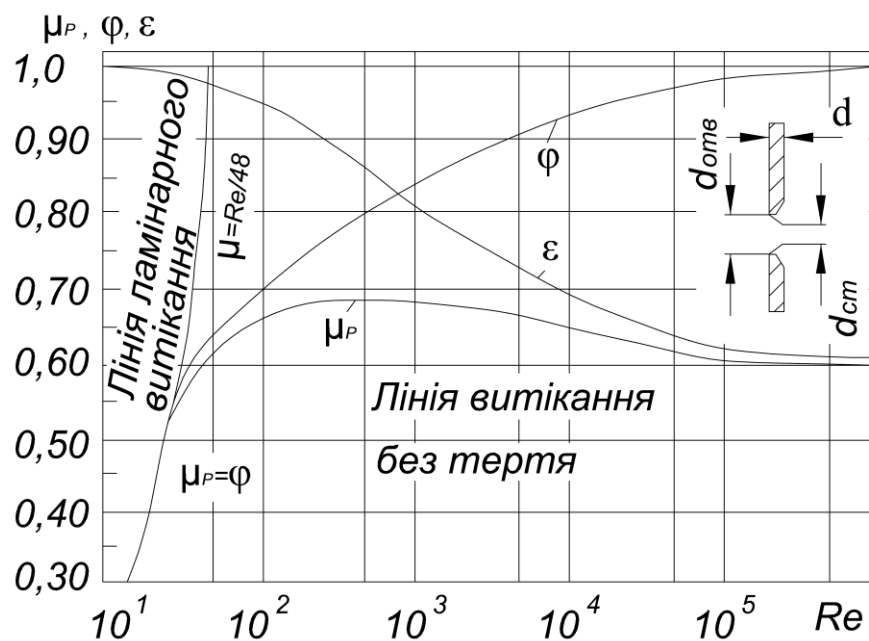


Рисунок 1.7 – Залежність μ_p , φ та ε від критерію Рейнольдса

За експериментальними визначеннями швидкості течії розплаву аміачної селітри з отвору, що характеризувався відношенням $l/d = 3,3$, для значень $u_0 = (4 \div 6)$ м/с величина $\varphi = (0,88 \div 0,89)$ [82].

У цих же дослідах було виміряно швидкість крапель, що відриваються від струменя, який витікає під різними кутами θ_0 до вертикалі. Дослідні дані узагальнено залежністю [82]:

$$u_k / u_0 = 1 - 0,22 \cdot \sin \theta_0. \quad (1.14)$$

На рис. 1.8 представлено дані, отримані під час дроблення струменів води і розплаву аміачної селітри. При $\theta_0 = 30^\circ$ (кут виходу струменя, характерний для статичних грануляторів) рух крапель у момент дроблення гальмується приблизно на 10 % порівняно до u_0 .

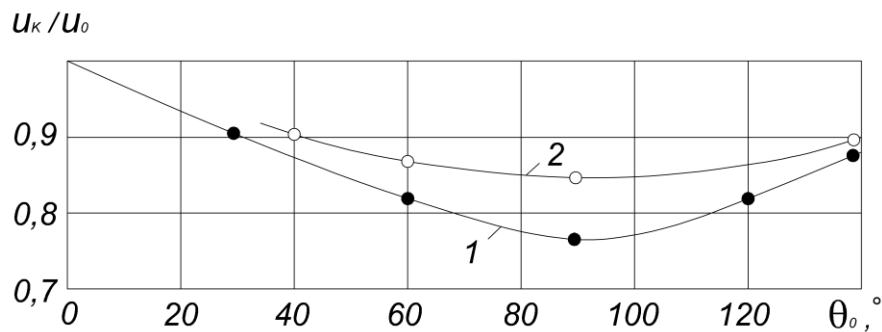


Рисунок 1.8 – Залежність u_k/u_0 від кута нахилу виходу струменя [82]:

1 – розплав аміачної селітри, $\theta_{nl} = 182^\circ\text{C}$, $C = 99,6\%$ NH_4NO_3 ; 2 – вода, $\theta = 20^\circ\text{C}$

1.2.2 Швидкість, траєкторії та час польоту гранул

Для визначення розмірів башти та її теплового розрахунку необхідно знати траєкторії, швидкість, час і висоту падіння гранул. Під час падіння сферичних частинок одна за одною задні частинки опиняються в аеродинамічній тіні (знижується тиск потоку на них) до тих пір, поки відстань між ними δ_6 не стане більшою за $(8 \div 10) \cdot d_m$. Взаємний вплив частинок, що падають паралельно, позначається слабкіше і при відстані між траєкторіями $\delta_2 > 3 \cdot d_m$ стає несуттєвим. Аналіз дослідних даних показує, що за середньої об'ємної концентрації частинок менше ніж 0,005–0,01 у будь-якому режимі

їхнього обтікання потоком вплив обмеженості на швидкість витання не перевищує 5 % [82].

Витрата розплаву, що витікає з одного отвору промислового статичного гранулятора за $d_{отв} = 0,7$ мм і $u_0 = 4$ м/с, становить ≈ 5 кг/год. У високопродуктивних баштах за щільності зрошення 1000 кг/(м²·год.) на 1 м² поперечного перерізу повинно припадати близько 200 струменів із відстанню між ними $\delta_z = 70$ мм. За $d_m = 1,7$ мм, висоти вежі 30 м і часу падіння гранул 5 с маємо $\delta_g = 20$ мм. Тоді відношення δ_g/d_m у горизонтальній площині становитиме 40 і у вертикальній 12 , а середня об'ємна концентрація гранул у башті $\approx 0,00002$. Наведені числа вказують на відсутність умов обмеженості, тому надалі ми виходитимемо із закономірностей, встановлених для окремої сферичної частинки [82].

Тіло, що падає в газовому середовищі, рухається під дією сили тяжіння і сили опору [197–200]. Швидкість руху гранул у башті змінюється від $u_0 = 3–5$ м/с до $w_{вум}$, залежно від режиму обтікання, розміру і щільності гранул. Для обчислення $w_{вум}$ у будь-якому режимі обтікання сферичних частинок зручно користуватися формулою [82]:

$$\text{Re}_{вум} = \frac{Ar}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{Ar}}. \quad (1.15)$$

Руху гранул $d = (1 \div 3)$ мм у зазначеній вище межі швидкостей відповідають числа Re для аміачної селітри від 200 до 2000 , а для карбаміду від 200 до 1800 . Таким чином, гранули з $d = 1$ мм падають за перехідного режиму обтікання, а гранули з $d = (2 \div 3)$ мм – за турбулентного [82].

Система диференціальних рівнянь для двомірного руху тіла в будь-якому режимі його обтікання середовищем має вигляд [82]:

$$m \frac{d^2 x}{d\tau^2} = (-B \cdot w^n)_x; \quad m \frac{d^2 H}{d\tau^2} = (-B \cdot w^n)_y + m \cdot g. \quad (1.16)$$

Для вибору діаметра башти і параметрів гранулятора важливо знати максимальний виліт гранул (x_{max}) [201–203]. На рис. 1.9 представлено залежність x_{max} гранул аміачної селітри діаметром 1–3 мм від горизонтальної складової початкової швидкості краплі в башті висотою 30 м.

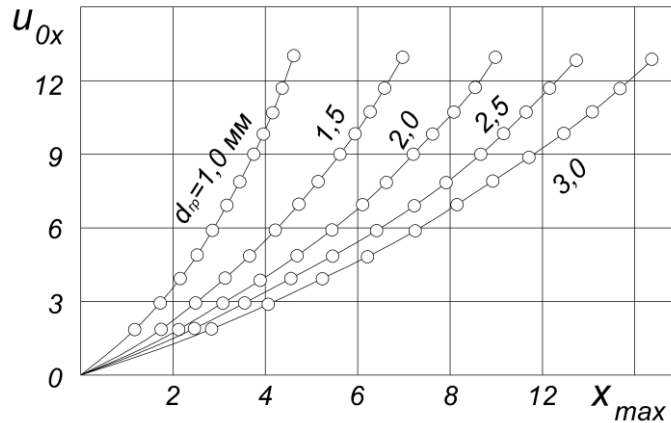


Рисунок 1.9 – Залежність x_{max} гранул аміачної селітри діаметром 1–3 мм від горизонтальної складової початкової швидкості краплі в башті висотою 30 м [82]

Так, при $u_{0x} = 6$ м/с (швидкість, реальна для відцентрових грануляторів, для гранул 1 і 3 мм) x_{max} відповідно становить 2,4 і 7,1 м. Тобто великі гранули вилітають до периферії башти, що і змушує будувати башти великого діаметру [204–208]. При використанні статичних грануляторів через збільшення θ_0 значення $w_{0гор}$ зазвичай буває істотно меншим, ніж для відцентрових грануляторів. Унаслідок цього, великі гранули вилітають порівняно недалеко і немає необхідності споруджувати настільки великі башти [209, 210].

1.2.3 Вплив режимних умов та конструктивних параметрів обертового вібраційного гранулятора на процес гранулоутворення у грануляційних баштах

Для розрахунку процесу гранулювання мінеральних добрив у грануляційних баштах важливим є вибір як кількості грануляторів, що встановлюються на цій башті, так і форма днища грануляційного кошика на

цих грануляторах [211–215]. Усі ці вимоги обумовлені необхідністю рівномірного розподілу крапель, а потім (по мірі кристалізації плаву) і гранул по поперечному перетину грануляційної башти.

В основному, для диспергування розплавів мінеральних добрив, використовують кілька видів грануляторів. Це статичні вібраційні та обертові вібраційні [216–220], що завоювали прихильність виробників мінеральних добрив внаслідок задовільного дисперсійного складу гранул. Дещо менше, але також використовуються і відцентрові механічні гранулятори з накладенням вібрації на потік плаву [221–223].

На кафедрі хімічної інженерії Сумського державного університету (Україна) було розроблено ряд конструкцій статичних вібраційних грануляторів, деякі різновиди яких показано на рис. 1.10.

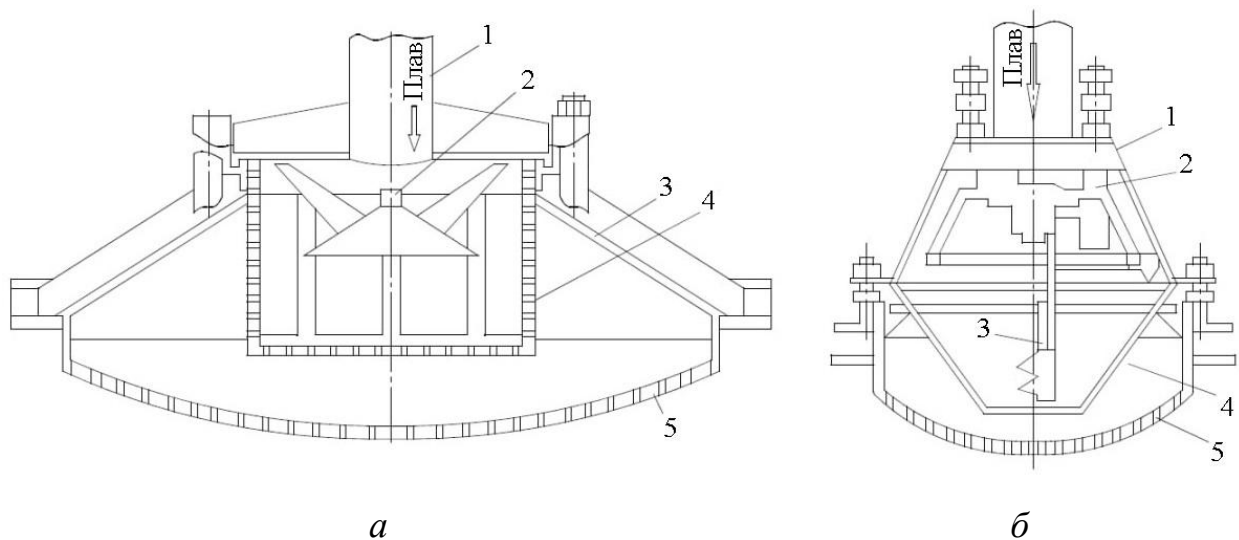


Рисунок 1.10 – Схеми статичних грануляторів:

- а* – лійковий: 1 – патрубок; 2 – спрямовуючий конус; 3 – корпус; 4 – фільтр;
б – акустичний: 1 – корпус; 2 – сопло; 3 – спрямовуюча пластина; 4 – фільтр;
 5 – перфороване днище

Статичні гранулятори у даний час менше встановлюються на нові грануляційні башти, оскільки мають досить невеликі витрати (навантаження в т/год.) за плавом мінеральних добрив. Факел розподілу гранул по поперечному

перетину грануляційної башти неможливо змінювати у залежності від зміни витрат (навантаження) плаву добрив, що досить часто трапляється у виробничих умовах [224]. Подібні недоліки виникають тому, що у статичних грануляторах витікання розплаву відбувається під дією гідростатичного напору і всі струмені плаву витікають практично при однаковій швидкості. Це забезпечує однакові умови дроблення їх на краплі тільки при незмінній витраті плаву мінеральних добрив [225].

В останній час збільшений попит на мінеральні добрива змушує виробників збільшувати кількість випуску цих добрив. Це приводить до розробки нових грануляційних башт з великим діаметром [226–229] або до модернізації старого баштового грануляційного обладнання зі збільшеним навантаженням за плавом [230, 231].

У роботі [80] аналізувалися результати математичного моделювання для грануляційної башти для промислових умов. Обговорюється кореляція теоретичних рівнянь з даними, які отримані для процесу гранулювання аміачної селітри. Визначено важливість впливу таких параметрів процесу, як вміст вологи, температури та швидкості охолоджуючого повітря, на якість отриманих гранул. Підкреслена важливість врахування температурного градієнта по радіусу краплі. Але дані по температурному градієнту, отримані для аміачної селітри, не можуть бути використані для умов виробництва карбаміду.

Великий діаметр грануляційних башт та збільшення навантаження за плавом поставили перед виробниками грануляторів завдання створення таких конструкцій, які забезпечують рівномірний розподіл крапель по усьому перетину робочого простору башти. Це сприяє контакту практично усього холодного повітряного потоку з гранулами, що утворюються з крапель на виході із гранулятора, та створює сприятливі умови для процесу їх кристалізації [232, 233]. Зазначених недоліків вдалося уникнути завдяки впровадженню обертових вібраційних грануляторів (рис. 1.11). Обертові вібраційні гранулятори (ОВГ) створюють умови для витікання плаву добрив під дією відцентрової сили [234–240].

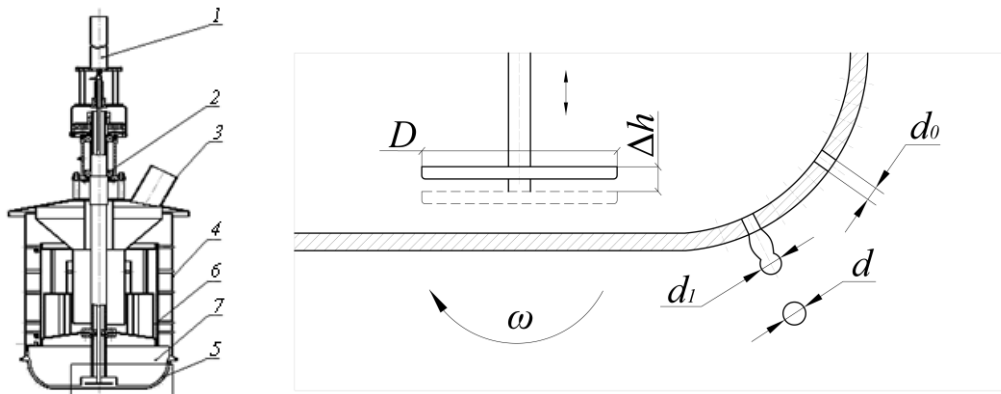


Рисунок 1.11 – Схема обертового вібраційного гранулятора:

1 – вібраційний пристрій; 2 – вузол кріплення підшипників; 3 – патрубок для входу плаву; 4 – корпус; 5 – перфороване днище (кошик); 6 – розподільник плаву в корзині; 7 – напірні лопатки

Таке силове дійство виникає за рахунок обертання перфорованого кошика гранулятора [241]. Тому завдяки цьому і стає можливим розподіляти краплі плаву по перетину башти на різну відстань від її вісі, тим самим змінюючи діаметр факелу диспергування плаву.

За результатами промислових впроваджень ОВГ та беручи до уваги результати промислових досліджень самих виробників мінеральних добрив, які використовували статичні гранулятори до заміни їх на ОВГ, було проведено порівняльний аналіз якості отримуваної продукції (табл. 1.1).

Аналізуючи дані табл. 1.1, обґрунтованим є висновок, що ОВГ мають значно кращий грануляційний склад продукту, у порівнянні з іншими вібраційними грануляторами. Наприклад, розмір частинок менших 1 мм, що є основою викидів пилу в атмосферу, складає менше 1 %.

Форма днища кошика ОВГ має значення, виходячи з декількох вимог. По-перше, це забезпечення відстані між осями отворів, з яких витікають струмені плаву. Це потрібно для неможливості перетинання струменів плаву між собою та створення умов для додаткового подрібнення крапель, або навпаки, злиття крапель у більш крупні, що значно погіршує грануляційний склад гранул [241].

Таблиця 1.1 – Дані експлуатації промислових грануляторів різних типів (виробництво аміачної селітри) [241]

Характеристика диспергатора (розпилювача)	Навантаження, т/год.	Гранулометричний склад, %			
		1–4мм	2–4мм	2–3мм	< 1мм
Механічний форсунчастий гранулятор	12	80–96	59–63	40–49	2,2–6,1
Статичний акустичний	7–18	98–99	85–95	80–90	0,8–1,5
Відцентровий конічний	25–70	97–99	83–92	75–90	0,8–2,5
Відцентровий вібраційний	20–100	> 99	90–97	> 90	0,5–1,0

По-друге, різна форма днища дає змогу розташовувати осі отворів для витікання струменів плаву під різними кутами до горизонтальної площини башти. А це також впливає на горизонтальну відстань падіння гранул від осі грануляційної башти [242].

Зазначені вище фактори, разом зі швидкістю обертання кошика гранулятора, впливають на діаметр факелу розпилу плаву. Особливо це важливо якщо башта має форму прямокутника з малою шириною. У цьому випадку великий діаметр факелу розпилу може призвести до потрапляння крапель на стінки башти, а також налипання плаву на цих стінках. У підсумку це може призвести до припинення роботи грануляційної башти.

1.3 Гранулювання обкочуванням із одночасним диспергуванням плаву на поверхню гранул

Необхідним є створення таких форм азотних добрив, які мають пролонговану дію, забезпечуючи ефективне використання азоту протягом

декількох циклів вегетації рослини. Одним зі шляхів підвищення ефективності є використання карбаміду у вигляді гранул діаметром 7–10 мм. За даними літературних джерел [243, 244], укрупнення розміру гранул використовуваних мінеральних добрив може збільшити урожайність сільськогосподарських культур на 10–30 % (у залежності від рослинної культури та типу ґрунту), при цьому зменшуючи загальні витрати азоту. Саме цим і зумовлюється актуальність дослідження.

Одним із найпоширеніших способів гранулювання є обкочування [245, 246], за рахунок якого гранули формуються агрегуванням та нашаруванням частинок із послідуочим ущільненням їх структури. Одним із пристроїв для здійснення цього процесу є тарілчастий гранулятор. У даному пристрої вдається отримати гранули достатньої міцності, величина якої відповідає технологічним нормам використання [247]. Тарілчасті гранулятори більш прості за конструкцією та економніші у порівнянні з барабаними, які на даний час найчастіше використовуються у виробництвах гранульованих добрив [248, 249]. Для тарілчастих грануляторів характерною особливістю є кращий класифікуючий ефект, тобто розділення гранул за розмірами [250]. На міцнісні властивості отриманих гранул впливають такі робочі параметри процесу, як швидкість розпилення в'язучої речовини, її концентрація, кількісна подача порошкоподібного ретур, кут нахилу та частота обертання тарілки [251–253].

Загалом, процес гранулювання методом обкочування складається із слідуочих технологічних стадій [254–259]:

- 1) змішування початкового порошку із частинками ретур та в'язучою речовиною;
- 2) отримання гранул із дрібних частинок та подрібнення грудок;
- 3) обкочування та ущільнення гранул у результаті їх переміщення по поверхні апарата;
- 4) зміцнення зв'язків у результаті переходу рідинної фази у тверду, тобто стабілізація структури гранули.

На зазначених стадіях відбувається зміна гранулометричного складу шару частинок. Інтенсивність процесу гранулоутворення залежить як від режимних параметрів процесу, так і від апаратурного його оформлення.

На стадії змішування та отримання гранул у якості в'язучої речовини можна використовувати різні речовини. Основною вимогою до в'язучого є його здатність до зчеплення частинок між собою [260]. Частинки ретуру та порошку мають різну структуру, тому вони будуть по різному змочуватися в'язучою речовиною.

Процес утворення зародку та формування гранули при зрошенні шару плавом проходить наступним чином. Крапля плаву, яка потрапила у шар матеріалу, під дією капілярних сил розповсюджується в різні боки шару, заповнюючи пори між окремими частинками. Максимальний розмір грудок, які утворюються при цьому, прямо пропорційний величині краплі та обернено пропорційний пористості шару матеріалу. Рідина перестає розповсюджуватися у шарі матеріалу тоді, коли грудки досягають максимальної величини капілярної вологості. Цей процес проходить достатньо швидко, в межах декількох секунд. Процес зволоження ретуру проходить значно повільніше. Цей час для ретуру на порядок вище, чим для порошку. Тобто час зволоження шару матеріалу буде визначатися часом зволоження ретуру. При зволоженні одночасно проходить і ущільнення порошку під дією капілярних сил. Чим дрібніші частинки та більше поверхневий натяг рідини, тим більш ущільнений агломерат отримуємо при змішуванні [261].

На стадії обкочування ущільнення частинок досягається при ударі об нерухомий шар матеріалу чи об стінку гранулятора [262–268]. У цей час більша частина кінетичної енергії, яку отримує грудка при скочуванні вниз, витрачається на переміщення частинок та ущільнення утвореної гранули. Величина кінетичної енергії визначається насамперед швидкістю скочування та масою грудки. Тому існує мінімальний розмір вологої грудки, при якому ця грудка набуває достатньої кінетичної енергії в час її скочування вниз. Грудки у результаті багатократних скочувань та ударів ущільнюються, а окремі частинки

при цьому укладаються більш щільно. При цьому надлишкова волога вичавлюється на поверхню грудки, у результаті чого стає можливим подальше приєднання до такої грудки сухих дрібних частинок. По мірі приближення частинок одна до одної на поверхні грудки, товщина плівки рідини стає все менше і міцність зчеплення збільшується. Таким чином формується гранула. Далі проходить процес ущільнення структури гранули під дією великої кількості ударів у різних напрямках.

Стадія стабілізації структури гранули характеризується тим, що зв'язки між частинками обумовлені силами поверхневого натягу і вони забезпечують достатню пластичність матеріалу та дозволяють формувати гранулу без її руйнування [269, 270]. Для отримання якісної гранули треба зміцнити зв'язки, що досягається видаленням рідкої фази сушінням, тобто перетворенням її у тверду фазу. При видаленні вологи у процесі сушіння одночасно проходить кристалізація твердої фази. Таким чином, завершальна стадія гранулоутворення при обкочуванні супроводжується тепло- і масообмінними процесами, які і приводять до стабілізації структури гранул.

Для проведення досліджень використовувався лабораторний стенд (рис. 1.12), який складається з тарілчастого гранулятора 1 (діаметр тарілки 500 мм, висота борта 100 мм); секторного дозатора 2; гідравлічної форсунки 3 з максимальною витратою 200 г/хв.; радіаційного нагрівача 4 потужністю 15 кВт; пульта керування 5 з тепловим захистом. Плав карбаміду концентрацією більше 92 % за допомогою відцентрової форсунки, у якій створюється надлишковий тиск 0,6–0,9 кгс/см², подається безпосередньо на шар матеріалу, який в нагрітому стані знаходиться на тарілці гранулятора. Висока температура шару підтримується за рахунок теплоти кристалізації плаву [261].

Тарілка гранулятора обертається за допомогою електродвигуна зі швидкістю 15–28 об/хв. Конструкція гранулятора дозволяє змінювати частоту обертання тарілки та кут її нахилу. Конструктивне оформлення секторного дозатора передбачає зміну швидкості подачі ретур. Управління електричними приборами відбувалось за допомогою пульта керування з тепловим захистом.

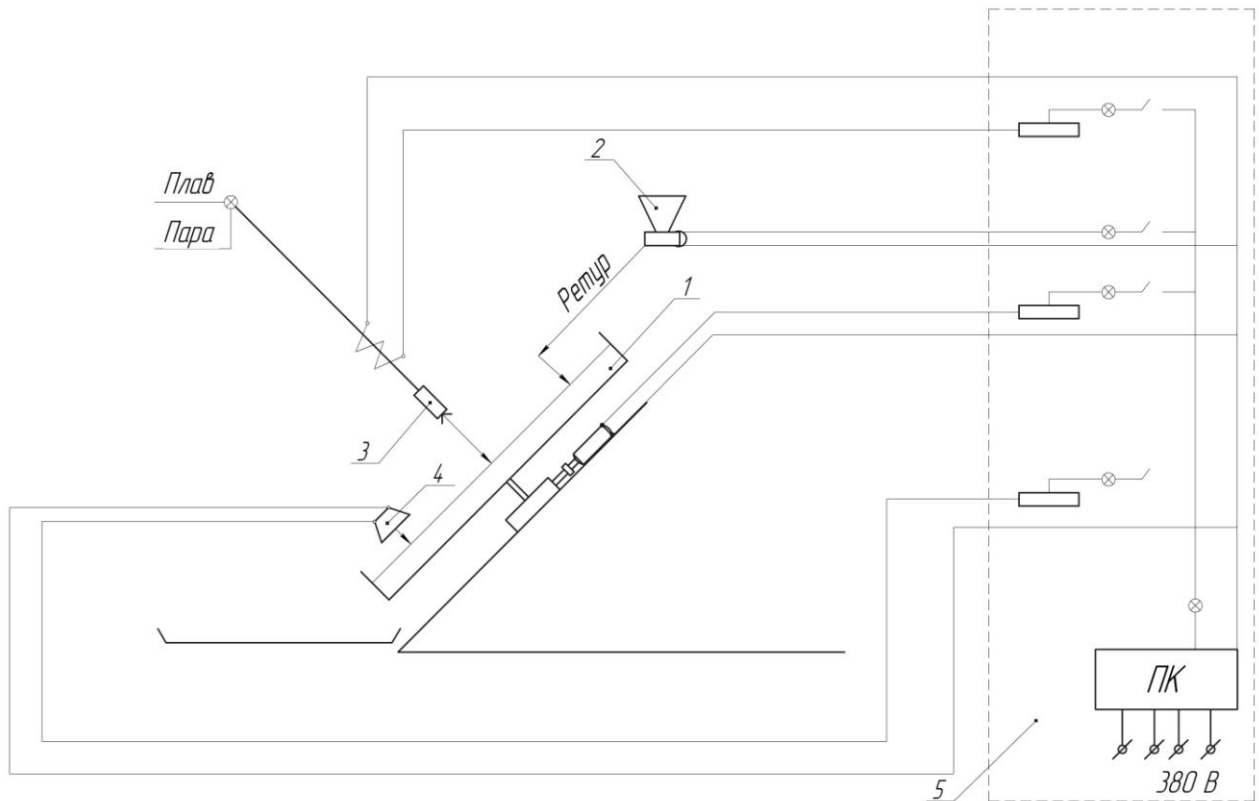


Рисунок 1.12 – Дослідно-промислова установка для гранулювання мінеральних добрив: 1 – тарілчастий гранулятор; 2 – секторний дозатор; 3 – гідравлічна форсунка; 4 – радіаційний нагрівач; 5 – пульт керування з тепловим захистом

Дорощений до товарного розміру (7–10 мм) продукт перекочувався через борт тарілки та збирався на спеціальному піддоні для наступного розсіювання.

1.4 Гранулювання диспергуванням суспензій у псевдозріджений шар в апаратах киплячого та завислого шарів

1.4.1 Сучасний стан та перспективи використання добрив на органічній основі

На сьогоднішній день проблеми з екологією стали одними з найбільш важливих в усьому світі. Екологічна чистота, насамперед продуктів харчування, стає найбільш актуальним питанням. Прийнято вважати, що найшкідливішими для харчування є генетично модифіковані продукти [271].

Проте небезпека модифікованих продуктів ще повністю не доведена і вчені до сих пір ведуть про це жваві суперечки. У той же час, фахівці даної області впевнені, що найбільш шкідливими продуктами харчування для людини є ті, що вирощені із застосуванням великих доз мінеральних добрив та спеціальних стимуляторів росту. У такій продукції скупчуються різні токсичні речовини, такі як сполуки свинцю та інших важких металів, ртуть, нітрати тощо [272].

Абсолютно усі пропоновані сьогодні мінеральні добрива містять у своєму складі не більше 50 % необхідних рослинам хімічних елементів, а інше є баластом, який також всмоктується рослинами [61]. Зростаючі дози мінеральних солей знищують гумус, подрібнюють структуру ґрунту, роблячи його більш щільним, холодним та малодоступним для повітря і вологи – усе це призведе до зменшення природної родючості.

У провідних країнах світу (США, Франція, Швеція, Данія, Німеччина, Китай) активно розвивається і застосовується органічне землеробство. У 1980 році Міжнародною Федерацією Органічних Рухів Сільського господарства (IFOAM) були визначені Основні норми для Органічного Виробництва (IBS). До них, насамперед, відносяться такі: обробка земельних угідь, як мінімум, протягом трьох років повинна здійснюватися без застосування мінеральних добрив; заборонено використання гербіцидів, пестицидів, інсектицидів, азотовмісних та інших хімічних добрив. При цьому в багатьох європейських країнах, таких як Італія, Франція, Німеччина, на державному рівні введені стандарти товарів Organic. Створено систему контролю виконання і дотримання цих стандартів [273].

Ще двадцять років тому, у 2004 році, обсяг ринку екологічної продукції в США вже досягав \$16 млрд., що становило 2 % від загального обсягу продажів продовольчих товарів. У той же період, в Німеччині та Данії частка таких продуктів становила 3 %, а у Франції – лише 0,5 % [274]. Що стосується України, то на початок 2009 року нараховувалося 69 сертифікованих органічних господарств, а площа сільськогосподарських угідь під органічним виробництвом складала 239,5 тис. га [275]. Сільськогосподарський потенціал

України дуже високий, що дає можливість забезпечувати органічною продукцією як європейські, так і азіатські країни. Але при цьому слід пам'ятати, що пріоритетнішим завжди був і залишається внутрішній ринок [276].

Найбільш поширеними органічними добривами в Україні є відходи тваринного походження (гній та пташиний послід), постійне накопичення яких призводить до забруднення навколишнього середовища. Загальний обсяг тваринницьких відходів приблизно у 10 разів більший порівняно з відходами побутової діяльності людини [277]. Тваринницькі комплекси забруднюють поверхневі водойми, підземні води й ґрунт. Внаслідок цього велика кількість біогенних елементів надходить у ці джерела. Тому існує необхідність розробки шляхів утилізації й раціонального використання відходів тваринництва. Адже залучення відходів господарської діяльності у біохімічний кругообіг сприяє, з одного боку, їх утилізації, а з іншого, – розширенню сировинної бази для виробництва нових добрив.

Відходи тваринницького походження мають вигляд дуже зволжених суспензій. Фракційний склад твердих (зважених) частинок різноманітний і змінюється в залежності від виду і віку тварин, кормового раціону та попередньої обробки компонентів, що входять до його складу. Апарати зі зваженим («киплячим») шаром добре зарекомендували себе як універсальне обладнання з високою питомою потужністю [278, 279]. Тому, для мінімізації витрат на обробку вологих органічних речовин, для процесу гранулювання доцільно використовувати апарати даного типу.

Одержання гранульованого продукту у зваженому шарі використовується всесвітньо відомими виробниками добрив та фармацевтичної продукції: Urea Casale S. A. (Швейцарія), Kahl Group (Німеччина), Stamicarbon (Нідерланди), Toyo Engineering Corporation (Японія), Changzhou Xianfeng Drying Equipment Company Ltd (Китай), Glatt (Німеччина), Uhde Fertilizer Technology (Нідерланди), Rottendorf Pharma (Німеччина) та ін. [280]. Ефективність такої гідродинамічної системи доведена рядом робіт, які присвячені теоретичним

основам руху потоків в апаратах з інтенсивними гідродинамічними режимами [281] та дослідженню їх екологічної безпечності [282].

Проведення процесу гранулювання в апаратах із використанням активного гідродинамічного режиму, при якому забезпечується збільшення відносної швидкості руху взаємодіючих фаз, сприяє інтенсифікації процесу без зниження економічної ефективності роботи апарата. До переваг активного гідродинамічного режиму слід віднести [283, 284]:

- гідродинамічну стійкість процесу;
- забезпечення розвиненої поверхні взаємодії контактуючих фаз;
- зменшення енергоємності процесу і металоємності апаратів.

1.4.2 Обґрунтування щодо вибору конструкції апарата з активною гідродинамікою потоків

Активним гідродинамічним режимом слід вважати такий стан газодисперсної системи, при якому локальні підвищення швидкості та турбулізації газового потоку призводять до суттєвої інтенсифікації технологічного процесу, що, у свою чергу, забезпечує ефективне досягнення необхідних параметрів на виході з апарата [285].

Основними ознаками активних гідродинамічних режимів є [286–288]:

- інтенсивне перемішування твердої фази у завислому шарі;
- розвинена поверхня контакту взаємодіючих фаз;
- гідродинамічна стійкість зваженого шару, тобто стабільність гідродинамічної складової у часі по всьому робочому об'єму апарата;
- реалізація комбінованої моделі потоків у робочому об'ємі апарата;
- збільшення відносної швидкості руху фаз;
- зниження енергоємності процесу.

За показник гідродинамічної активності апарата можна прийняти інтенсивність процесу за одиницю часу, тобто коефіцієнт міжфазної тепловіддачі та масовіддачі [289]. Підвищення активності гідродинамічної

складової в апараті пов'язано зі збільшенням міжфазних відносних швидкостей, рухливості та зіткнення частинок, а, відповідно, і середнього коефіцієнта тепло- та масовіддачі. Це суттєво інтенсифікує процес, проте потребує підвищення витрат на його здійснення. Тому в кожному конкретному випадку необхідно вирішувати оптимізаційне завдання – пошук умовного мінімуму витрат на здійснення процесу. І тому слід розглядати умови роботи кількох типових апаратів з активними гідродинамічними режимами [290–292].

Із відомих гідродинамічних режимів взаємодії дисперсної фази з газовим потоком можна виділити чотири основних: пневмотранспорт; псевдозрідження; фонтанування; закручені потоки [293].

У найбільш простому з цих пристроїв, які представляють собою канал з вільним перетином, особливості гідромеханічних і теплообмінних процесів визначаються закономірностями висхідного двофазного потоку, що рухається прямолінійно. При цьому висхідний потік турбулізований місцевим опором, який представляє собою вузол введення вихідного продукту (завантажувальний патрубок), і струменем матеріалу, що вводиться у канал. Далі відбувається гідродинамічна стабілізація потоку по висоті каналу, в ході якої зменшується його турбулізація, а також швидкість руху частинок. Робляться більш симетричними епюри швидкостей потоку і концентрацій частинок. Зменшується градієнт концентрації частинок по висоті. Стабілізація потоку закінчується за, так званою, розгінною ділянкою, де всі перераховані параметри приймають практично постійні значення [294].

Залежно від величини витрати матеріалу, що вводиться в апарат, а також співвідношення між швидкостями потоку і швидкістю витання частинок, можливе або повне винесення матеріалу через верх апарата, або повний його провал через низ, або розділення матеріалу на винесення (більш дисперсна частина матеріалу) і провал (більш крупна його частина) [295].

Гідродинамічна нестійкість потоку в нижній частині апарата впливає і на характер тепломасообмінних процесів. У результаті по висоті каналу зменшується як відносна швидкість руху частинок, так і величина рушійної

сили тепло- і масообмінних процесів. Відповідно змінюються по висоті коефіцієнти тепло- і масообміну, істинні об'ємні і масові концентрації частинок. Найбільш різко перераховані параметри змінюються поблизу місця введення матеріалу у потік на так званій, розгінній ділянці. На цій ділянці через інтенсивну взаємодію фаз швидкість тепло- і масообмінних процесів має максимальне значення. З матеріалу на розгінній ділянці видаляється основна частина тепла в охолоджувачах. Тут також найбільш великі і питомі витрати енергії [296–298].

При обробці полідисперсних матеріалів механізм згаданих вище процесів ускладнюється, оскільки в кожному перетині каналу частинки різних розмірів рухаються з різними швидкостями. Такі матеріали обробляються при змінних по висоті каналу співвідношеннях між зовнішнім і внутрішнім термічним та дифузійним опорами для частинок кожної фракції, які залежать від їх вологості. Остання, знову ж, різна для дрібних і великих фракцій. При значних концентраціях частинок, коли необхідно враховувати обмежені умови, дрібні частинки наздоганяють крупні, які повільно рухаються і, передаючи їм додаткову енергію, знижують свою швидкість. Відповідно швидкість крупних частинок зростає, а різниця між швидкостями руху найбільш крупних і найбільш дрібних, як і час їх перебування в апараті, скорочується. Також знижується різниця між інтенсивністю тепломасообмінних процесів для дрібних і великих фракцій. У цілому, тепломасообмін полідисперсних матеріалів із газовим потоком протікає в неізотермічних умовах, при яких ділянка стабілізованого руху, строго кажучи, відсутня [299].

Короткочасність взаємодії фаз, яка не перевищує декількох секунд, обмежує сферу застосування пустотілих апаратів. У цьому відношенні більш ефективні апарати із псевдозрідженим шаром. Вирівнювання концентрацій і температур по висоті і перетину псевдозрідженого шару, у якому інтенсивно перемішуються частинки, призводить до зниження рушійної сили, а відповідно і інтенсивності тепло- та масообмінного процесу.

До недоліків апаратів із псевдозрідженим шаром можна віднести: різний час перебування частинок в апараті, необхідність ретельного очищення відпрацьованого повітря та винос матеріалу (насамперед, це стосується компонентів суспензії). Також істотним недоліком є повернення дрібних фракцій у якості ретуру в обмежену зону псевдозрідженого шару. У результаті різного часу перебування великих і дрібних частинок відбувається нерівномірне покриття поверхні суспензією. Продукт виходить неоднорідним за гранулометричним складом, що погіршує його якість. Аналіз різних типів обладнання киплячого шару для гранулювання в хімічній [300], харчовій [301] та фармацевтичній [302] галузях промисловості показав гостру необхідність нової організації взаємного руху потоків, яка підвищить ступінь монодисперсності готового продукту.

Серед основних методів керування часом перебування полідисперсних частинок в апараті слід виділити наступні:

1. Створення спрямованого переміщення частинок за рахунок розгінних елементів (газорозподільників вихрового типу) [303]. Газорозподільники вихрового типу дозволяють проводити додаткову класифікацію та сепарацію гранул [304]. Застосування вихрових потоків для процесів спалювання [305], реакційних апаратів [306], ректифікаційних колон [307] забезпечує поліпшення тепломасообмінних характеристик та збільшення питомої продуктивності процесу. Розрахунок гідродинамічних умов руху газового потоку і гранул [308] в апаратах з вихровими розгінними елементами показав високий рівень ефективності процесу управління частинками в апараті. Використання вихрових потоків також призводить до вирівнювання поля температур в апараті [309] та збільшення інтенсивності видалення вологи з частинки [310]. Автори [311, 312] також відзначають високу стабільність вихрового псевдозрідженого шару в широкому діапазоні навантажень по суцільній та дисперсній фазам. У роботі [313] відзначено можливість управління конфігурацією вихрового шару.

2. Конструювання апаратів зі змінною площею поперечного перерізу стосовно процесів гранулювання, охолодження та знепилювання [314].

3. Застосування секціонування (вертикального та горизонтального) для створення різних умов руху частинок за висотою (довжиною) пристрою [315]

Гідродинамічний режим фонтануючого шару досягається в конічних або щілинних апаратах, переріз яких розширюється по ходу агента, що зріджує. Фонтануючі шари неоднорідні за структурою, їх особливістю є висхідний рух твердих частинок по центру апарата, в зоні фонтану, з наступним рухом по периферійних стінках апарата. Швидкість газу в зоні фонтану на два порядки вище, ніж у шарі, який опускається, що обумовлює досить високі значення коефіцієнтів тепло- і масовіддачі у фонтануючому шарі.

Для активізації гідродинамічної складової при гідродинамічних режимах у закручених потоках використовують діючі на частинки відцентрові сили. Це, у свою чергу, значно інтенсифікує контакт фаз та забезпечує достатню ефективність проведення тепло- та масообмінних процесів.

Якщо проаналізувати вищевказані гідродинамічні режими за показником їх активності в межах раціонального використання, то найгірші показники буде мати киплячий шар, а найкращі – фонтануючий та вихровий шари, закручені потоки. Тому раціональним варіантом має бути такий апарат, який би поєднав вище розглянуті гідродинамічні режими при їх реалізації в єдиному робочому просторі.

Перспективним напрямом зменшення матеріальних та енергетичних витрат при проведенні тепломасообмінних процесів у зваженому шарі є використання багатоступеневого протиточного контакту зріджувального агента та дисперсної фази. Тому процес гранулювання (чи капсулювання) доцільно проводити в багатоступеновому апараті зваженого шару з наклонними перфорованими полицями.

Так, переміщуючи перфоровану полицю до стінки апарата, ми наближаємося до апарата із псевдозрідженим шаром, а висуваючи її з апарата і звільняючи його перетин – до апарата з вільним перетином, типу

пневмотранспортних труб. Апарати з полицями зберігають і навіть посилюють деякі переваги раніше розглянутих апаратів. Полиці подовжують час перебування матеріалу в робочому просторі. Підвищується швидкість і турбулентність потоку газу і створюється вихровий рух в місці установок полиць, що обумовлює підвищення інтенсивності контакту фаз. Наявність вільного простору між кінцями полиць і стінками апарата усуває потребу у спеціальних перетоках, які схильні до забивання крупними частинками. Змінюючи живий перетин полиць, кути їх нахилу, відстань від кінця полиць до стінки апарата, а також число полиць і відстань між ними по вертикалі, можна впливати на інтенсивність контакту фаз і створювати різні гідродинамічні режими як на окремих полицях, так і по висоті апарата.

1.5 Стабілізування структури гранул шляхом їх конвективного охолодження

1.5.1 Сфери застосування конвективних охолоджувачів

В апаратах зі зваженими шарами інтенсивність взаємодії фаз підвищується як завдяки збільшенню поверхні контакту фаз, так і внаслідок підвищення відносної швидкості руху газодисперсного потоку та зважених у ньому частинок. Перехід частинок у зважений стан забезпечується потоком газу або за допомогою різних механічних пристроїв (мішалок і т.п.). Нижче розглянуто найбільш поширені конструкції апаратів, в яких зернисті матеріали переводяться у зважений або псевдозріджений стан висхідним потоком газу. Їх найчастіше застосовують для знепилювання зернистих матеріалів, поділу полідисперсної зернистої суміші на фракції за розмірами (пневмокласифікація) і за щільністю (пневмозбагачення), а також для гранулювання, сушіння та охолодження [316–323].

Видалення високодисперсних частинок з маси різних полідисперсних матеріалів (знепилювання) – досить поширена технологічна операція, що

дозволяє усунути утворення пилу при подальшій механічній обробці зернистих матеріалів. Після видалення високодисперсних частинок скорочуються енерговитрати на подрібнення матеріалу, зменшується надмірне подрібнення його частинок (за принципом «не подрібнювати нічого зайвого») і здатність до ущільнення шару матеріалу, що підвищує його газопроникність. Знепилення зернистих мас призводить до збільшення їх сипкості, що підвищує чіткість і інтенсивність механічної класифікації матеріалу. Якщо однорідні за хімічним складом зернисті матеріали поділяються потоком газу за розмірами частинок на дві або більшу кількість фракцій, такий процес називають пневмокласифікацією [324, 325]. Його застосовують і як самостійну технологічну операцію (сортування), і як підготовку зернистого матеріалу до подальшої обробки [326–329].

Великі частинки, звичайно, видаляють для збільшення питомої поверхні матеріалу і, відповідно, підвищення швидкості тепломасообмінних, хімічних і деяких гідромеханічних процесів. Наприклад, виділення з полідисперсного, хімічно однорідного матеріалу найбільш великих частинок зазвичай прискорює процес його розчинення, а також швидкість хімічної взаємодії із рідинним чи газоподібним реагентами [330].

Пневмокласифікація (сепарація) має певні переваги порівняно з механічною і гідравлічною класифікаціями, а також і з іншими методами поділу полідисперсних сумішей. Серед переваг необхідно зазначити, перш за все, отримання продуктів поділу в сухому вигляді, яке виключає застосування енергоємних процесів центрифугування або сушіння, що вимагають громіздких пристроїв. Крім того, зволоження продукту іноді погіршує його технологічні властивості.

Для інтенсифікації низки технологічних процесів іноді доцільно поєднувати знепилювання і пневмокласифікацію із тепло- або масообмінними процесами [331–337]. Так, впливаючи на гарячий зернистий матеріал холодним повітрям, вдається поряд зі знепилюванням також охолодити його до заданої температури, а, обробляючи вологий матеріал нагрітим повітрям, висушити

його до необхідної залишкової вологості. У промислових умовах зернисті матеріали найбільш часто поділяють на фракції під дією гравітаційних сил у горизонтальному або висхідному потоках газу [338], а також під дією інерційних і відцентрових сил – у повітряно-прохідних сепараторах [339], у сепараторах із замкнутим потоком газу, у пристроях із рухомими елементами тощо.

Пневмокласифікатори з горизонтальним потоком газу, у яких зернистий матеріал вводиться струменем із живильника далеко не завжди забезпечують досить чіткий поділ полідисперсних матеріалів на фракції заданого складу. Тому вони не знайшли широкого застосування. Пневмокласифікатори, що використовують відцентрові сили, застосовують переважно для поділу на фракції високодисперсних матеріалів, з розміром частинок не більше 50–100 мкм. Ці апарати не забезпечують отримання досить однорідних високодисперсних продуктів. Їх загальний недолік – вміст у крупному продукті, який повертається на повторний помел, значної кількості дрібних частинок, що знижує якість готового продукту. Вміст таких частинок унаслідок повернення досягає 20–80 %. Ще менш однорідні фракції отримують в установці, яка складається із кількох циклонів різного діаметру, які працюють послідовно. Тому такий спосіб рідко застосовують для класифікації зернистих матеріалів.

Зернисті матеріали, що складаються з частинок розміром від 50–100 мкм до кількох міліметрів, більш економічно знепилювати та розділяти на фракції під дією гравітаційних та інерційних сил у висхідному потоці газу в пневмокласифікаторах, які становлять собою вертикальні канали з різними контактними елементами (полками). У таких апаратах матеріали можуть також інтенсивно охолоджуватися (нагріватися) і висушуватися завдяки розвиненому контакту фаз. Завдяки активному перемішуванню частинок у зваженому шарі поличні апарати є перспективними для проведення процесу гранулювання.

У технології виробництва гранульованого суперфосфату після стадій гранулювання та сушіння гранули підлягають охолодженню задля усунення

небажаних побічних хімічних реакцій, які приводять до розтріскування та руйнування гранул. У процесі охолодження вологість гранул зменшується внаслідок випаровування залишкової вологи і гранули набувають необхідної міцності, тобто відповідають якісним характеристикам. Крім того, охолодження гранул суперфосфату не тільки збільшує якість продукції, але й дозволяє утилізувати теплоту викидних газів та покращити експлуатацію технологічного обладнання. Це зменшує втрати тепла у навколишнє середовище і, відповідно, знижує температуру повітря у виробничому цеху та підвищує в такий спосіб теплову ефективність виробництва.

1.5.2 Конструкції конвективних охолоджувачів

До поширених у промисловості конвективних охолоджувачів крупнокускових сипких матеріалів (з розміром частинок більше 6–8 мм) належать апарати шахтного типу, у яких матеріал спускається під дією сил тяжіння, а повітря просисається знизу вгору (рис. 1.13).

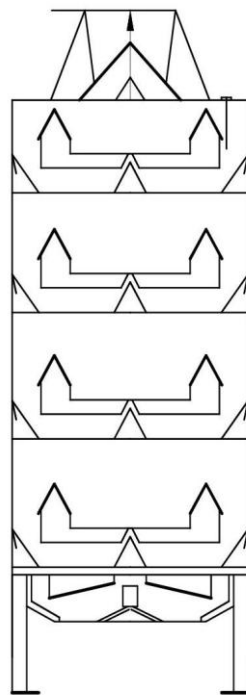


Рисунок. 1.13 – Шахтний охолоджувач

Оскільки такі охолоджувачі працюють за порівняно невеликих швидкостей повітряного потоку, доцільно здійснювати в таких апаратах перехресно-протиточковий рух повітря, за якого основна його частина проходить поперек спрямованого руху матеріалу спеціальними каналами, які утворюють окремі зони.

Для охолодження крупнокускових сипких матеріалів використовуються також колосникові охолоджувачі з рухомою колосниковою решіткою, за допомогою якої здійснюється спрямоване переміщення матеріалу до місця вивантаження (рис. 1.14).

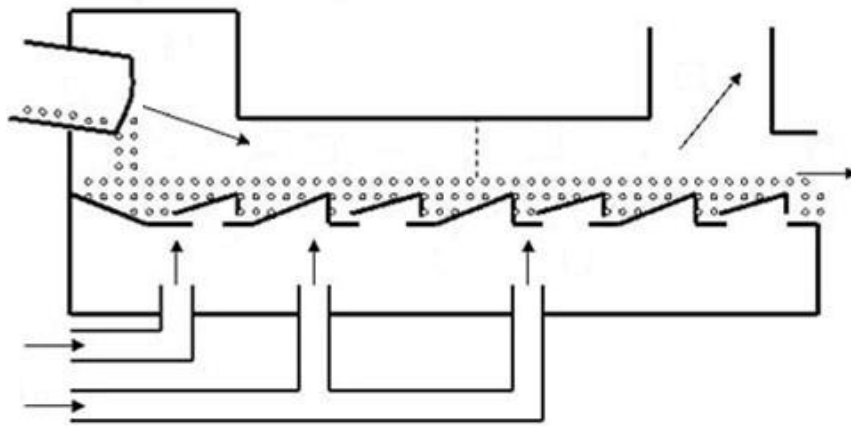


Рисунок. 1.14 – Колосниковий охолоджувач

Зернисті полідисперсні матеріали з розмірами частинок не більше 4–5 мм охолоджують зазвичай в апаратах з псевдозрідженим (киплячим) шаром. У таких апаратах матеріал охолоджується шляхом безпосереднього контакту частинок з охолоджуючим агентом на поверхні газорозподільної решітки, через отвори якої проходить газ. Найпростіший однокамерний (одноступінчастий) охолоджувач киплячого шару на горизонтальній газорозподільній решітці показаний на рис. 1.15.

Установка газорозподільної решітки під деяким нахилом (до $1,5\text{--}5^\circ$) дозволяє реалізувати спрямований рух киплячого шару матеріалу від місця завантаження до його вивантаження. Залежно від довжини газорозподільної решітки її живий перетин становить 5–10% (рис. 1.16).

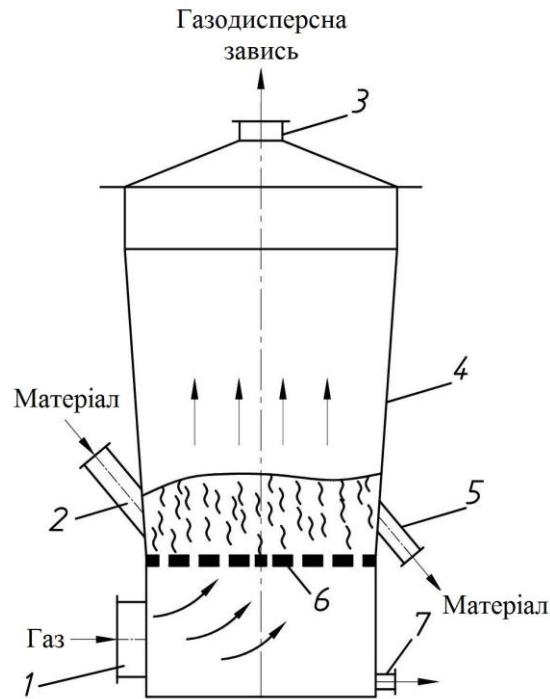


Рисунок 1.15 – Охолоджувач киплячого шару з горизонтальною решіткою:
 1 – патрубок подачі охолоджуючого повітря; 2 – патрубок подачі гарячого матеріалу; 3 – патрубок для виведення запиленого газу; 4 – сепараційна камера; 5 – патрубок для вивантаження охолодженого матеріалу; 6 – газорозподільна решітка

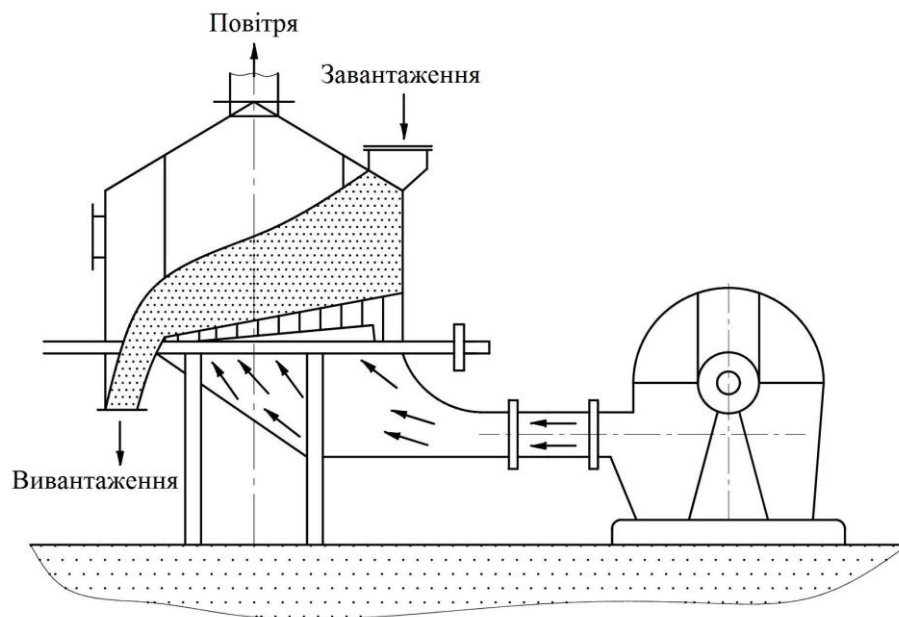


Рисунок 1.16 – Однокамерний охолоджувач киплячого шару

Інтенсифікувати процес охолодження дозволяють охолоджувачі з невисокими киплячими шарами (висота шару – не більше 150 мм). Це знижує поздовжнє перемішування твердої фази в шарі і гідравлічний опір (до 1800–2000 Па). Ефект поздовжнього перемішування в шарі також зменшується внаслідок невеликого (до 5°) нахилу газорозподільної решітки до лінії горизонту, установлення спеціальних напрямних елементів під решіткою, механічного гальмування псевдозрідженого шару за допомогою перегородок (рис. 1.17).

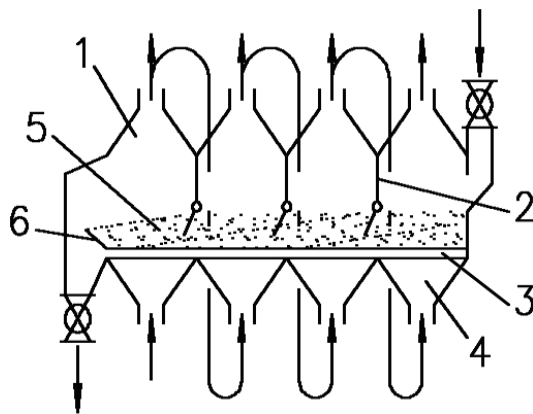


Рисунок 1.17 – Апарат киплячого шару із вертикальними перегородками:

1 – камера; 2 – вертикальні перегородки; 3 – газорозподільна решітка; 4 – газові колектори; 5 – киплячий шар; 6 – поріг

У більш складних багатокамерних (багатоступеневих) охолоджувачах секції можуть розташовуватися послідовно (рис. 1.18) і одна над одною (рис. 1.19). В окремі конструкції охолоджуюче повітря подається одразу під всю решітку (рис. 1.15), порізно в окремі камери (рис. 1.18), послідовно проходить всі камери знизу вгору, якщо вони розташовані одна над одною (рис. 1.19, 1.20) або під окремі ділянки решітки (рис. 1.21).

У модернізованому охолоджувачі азотистих добрив (рис. 1.19) гарячі гранули з диспергатора або конуса вежі безпосередньо спрямовуються на периферію верхнього псевдозрідженого шару. Далі гранули надходять у центр апарата через єдиний переливний патрубок 5 більшого розміру та перетікають на нижній шар, розділений кільцевою перегородкою 4 з двома прорізами на дві частини – центральну і периферійну.

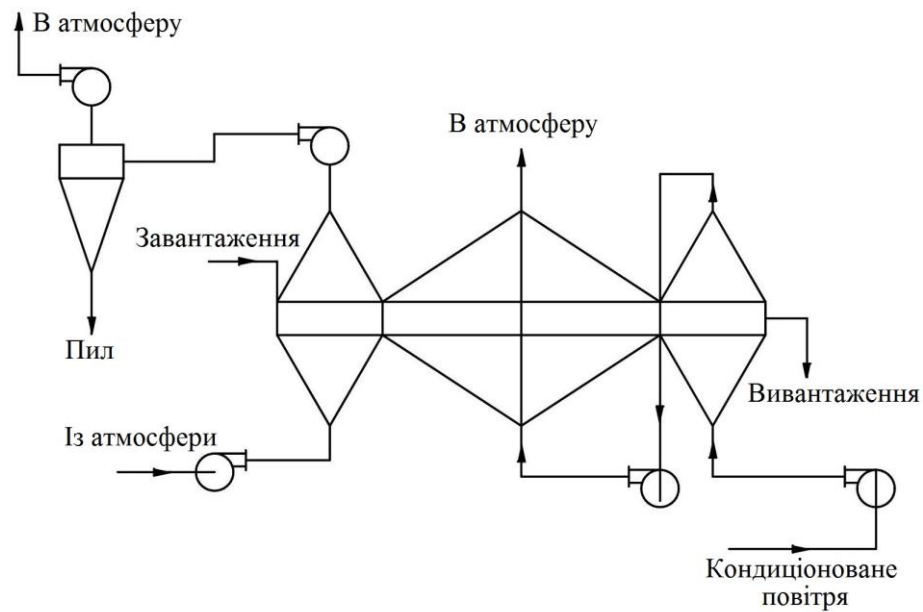


Рисунок 1.18 – Схема трикамерного охолоджувача киплячого шару

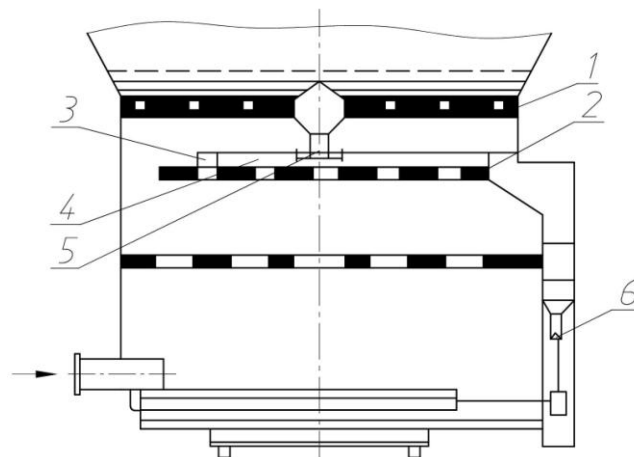


Рисунок 1.19 – Двокамерний вертикальний охолоджувач:

1, 2 – верхня та нижні решітки; 3 – пересипний поріг; 4 – кільцева перегородка;
5 – телескопічний патрубок перетоку; 6 – кінцевий запірний клапан

Продукт вивантажується з кільцевого шару через дві діаметрально розташовані труби із затвором 6, регульованим ємнісними датчиками. Щоб уникнути в дощову погоду зволоження, а в холодну пору переохолодження частинок, у схемі передбачено підігрівач, який підвищує температуру повітря на 20°C. Як додатковий захід для запобігання переохолодження продукту розроблено два типи байпасних пристроїв – периферійний і центральний. Це дозволяє на зимові місяці вимикати з роботи нижній киплячий шар.

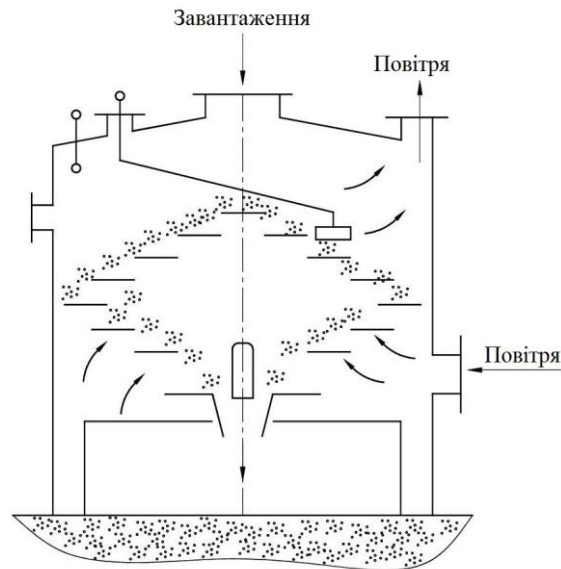


Рисунок 1.20 – Двокамерний вертикальний охолоджувач із похилими решітками

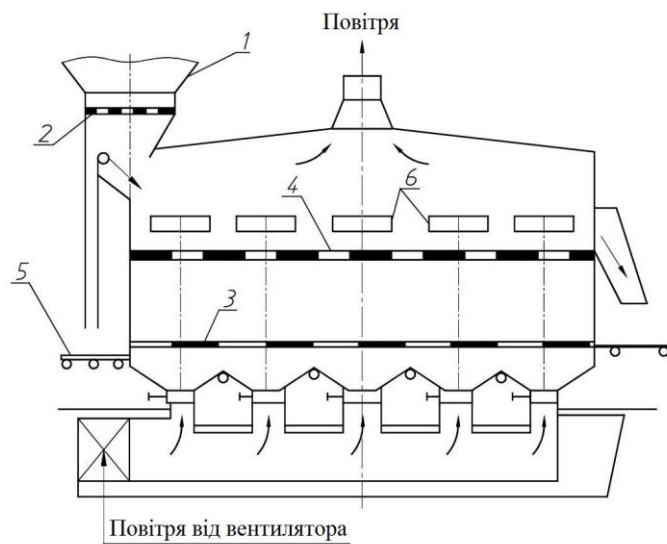


Рисунок 1.21 – Однокамерний апарат киплячого шару із подачею повітря в окремі ділянки решітки:

1 – дозатор матеріалу; 2 – решітка для затримання комків; 3 – газорозподільна решітка; 4 – решітка, яка утримує киплячий шар; 5 – транспортер; 6 – оглядові вікна

Розроблено різноманітні газорозподільні пристрої, які дозволяють реалізувати у звичайних апаратах псевдозрідженого шару активні аеродинамічні режими – завислі та фонтануючі шари (рис. 1.22).

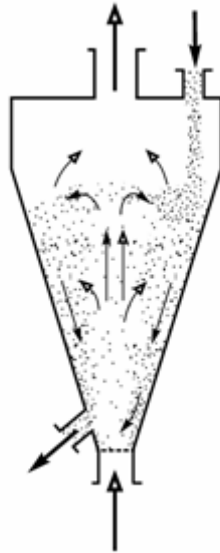


Рисунок 1.22 – Схема апарата з фонтануючим шаром

У таких шарах забезпечуються інтенсивне перемішування матеріалу в зоні взаємодії твердих частинок із газовим струменем, що значно підвищує інтенсивність теплообмінних процесів. До апаратів такого типу належать охолоджувачі з активними струменями фонтануючого шару та охолоджувачі зі щільними газорозподільними пристроями.

Набули широкого використання в різних галузях промисловості комбіновані апарати типу «сушарка-охолоджувач». Наприклад, у цукровому виробництві охолоджувач із псевдозрідженим шаром встановлений безпосередньо в одному корпусі із сушаркою псевдозрідженого шару із похилими щілиноподібними решітками, живим перетин яких становить 8 %. Сушільний і охолоджуючий агенти подаються окремо під кожну із решіток, а виходять вгору з апарату через один трубопровід. Для рівномірного розподілу повітря передбачено спеціальні аспіраційні колектори, що відсмоктують повітря по всьому поперечному перерізу апарата. Швидкість повітря підбирається такою за величиною, щоб фракція з розмірами менше 250 мкм, яка погіршує властивості цукру, виносилася з апарату. Отже, одночасно із сушінням та охолодженням в одному апараті досягається й знепилювання продукту. Площа решітки для сушіння 2,4 м². Висота киплячого шару

становить 0,2–0,4 м. Вологість цукру знижується з 1,0–1,6 % до 0,03 %. Повітря в секцію сушки надходить із парових калориферів з температурою 100–110°C.

Нині знаходять застосування одно-, дво- і трисекційні апарати, в яких невисокий псевдозріджений шар (висотою не більше 100 мм) гранульованого або дрібнозернистого матеріалу проходить газорозподільні решітки, які розташовані послідовно (рис. 1.18) або одна над одною (рис. 1.19).

Спрямований рух шару зменшує негативний вплив ефекту перемішування на величину рушійної сили, а невелика висота шару дозволяє зменшити витрати енергії на подолання гідравлічного опору, оскільки теплообмін найбільш інтенсивний поблизу газорозподільної решітки на висоті до 50 мм.

У деяких конструкціях газорозподільні решітки встановлюються горизонтально, а під них в спеціальні камери підводиться повітря (рис. 1.23). На полицях створюється псевдозріджений шар. З охолоджувача попередньо відсіваються великі частки на спеціальних грохотах (наприклад, барабанних). Цей охолоджувач можна розглядати як каскад охолоджувачів з псевдозрідженим шаром без спеціальних перевантажувальних пристроїв.

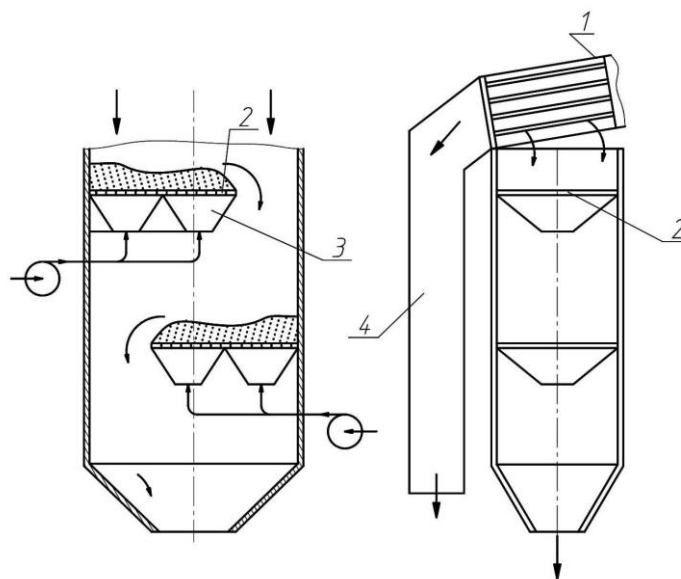


Рисунок 1.23 – Охолоджувач з каскадом решіток:

- 1 – барабанний грохот; 2 – газорозподільні решітки; 3 – камери подачі охолоджуючого повітря; 4 – канал для відведення крупної фракції

Отже, охолоджувачі з псевдозрідженим шаром відрізняються між собою за конструкцією газорозподільних решіток, кількістю вузлів для перевантаження й вивантаження матеріалу і т.п. Запропоновано [295] для охолодження гранул застосовувати вертикальний апарат із псевдозрідженим шаром гранул на вібруючих лопатях. Зазначено, що синхронні коливання лопаті і режим псевдозрідження впливають на кінцеву температуру і вологість гранул у процесі охолодження. Разом з тим складність та експлуатаційна ненадійність конструкції підтверджується наявністю амортизаційних пружин і вібраційних пристроїв. Однак охолоджувачі киплячого шару в технології виробництва мінеральних добрив набули найбільшого використання.

До цього типу пристроїв належать і пневматичні жолоби (рис. 1.24), в яких матеріал рухається у вигляді невисокого киплячого шару по перфорованій та злегка похилій у бік руху матеріалу поверхні, а повітря пронизує шар від низу до верху.

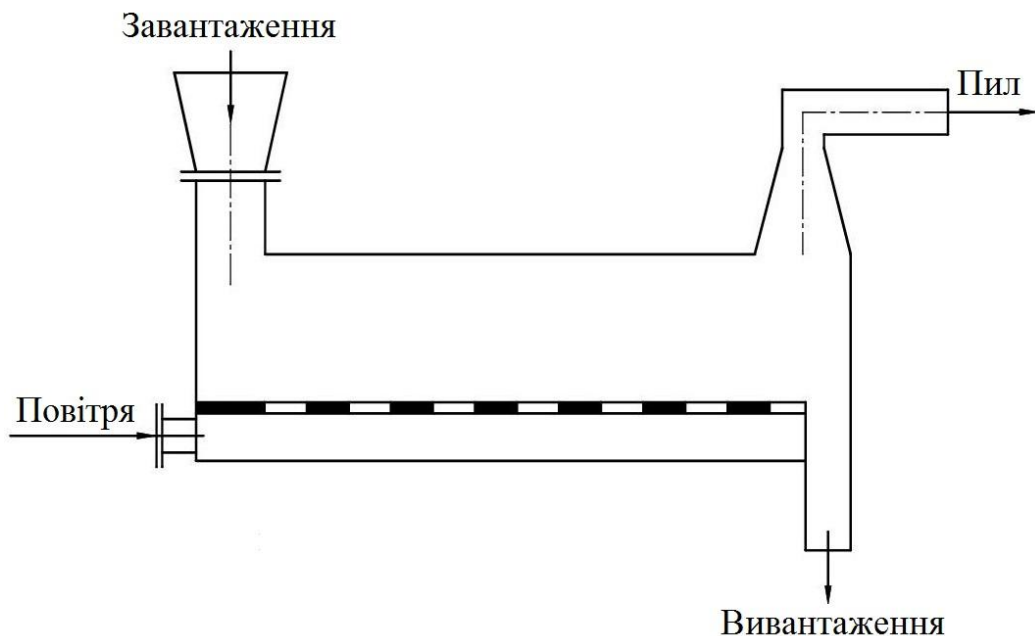


Рисунок 1.24 – Схема пневматичного жолоба

Значного поширення в різних галузях промисловості набуло охолодження зернистих матеріалів у процесі їх пневмотранспортування по трубопроводах.

Найбільш простими є охолоджувачі, в яких тепло відводиться від частинок у процесі їх пневмотранспортування у вертикальних трубопроводах (рис. 1.25).

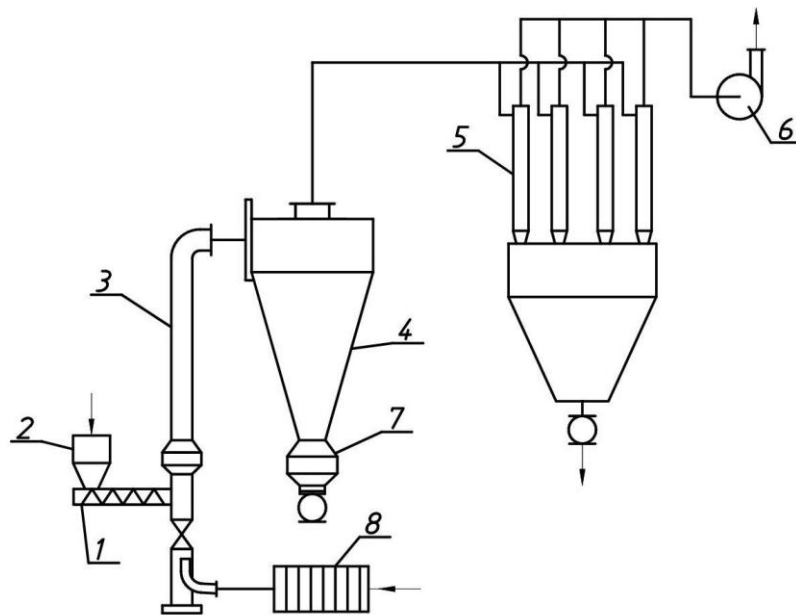


Рисунок 1.25 – Пневматичний трубний охолоджувач у складі установки:
 1 – шнековий дозатор; 2 – бункер гарячого матеріалу; 3 – труба-охолоджувач; 4 – циклон одиничний; 5 – циклон батарейний; 6 – вентилятор; 7 – бункер охолодженого матеріалу; 8 – охолоджувач повітря

Матеріал у цих охолоджувачах може переміщатися за невеликих концентрацій твердої фази в газовому потоці в умовах «розведеної фази» (до 8–10 кг/м³), і за більш значних концентрацій в умовах «щільної фази» (50–60 кг/м³). У деяких випадках досягається концентрація до 300–600 кг/м³.

Порівняно невелике значення коефіцієнта тепловіддачі від частинок до газу і до стінки труби призводить до низької інтенсивності таких охолоджувачів, які працюють до того ж в умовах прямогоку. Час перебування частинок у потоці газу невелика, оскільки швидкість їх руху значна. Тому за допомогою трубних охолоджувачів не завжди вдається охолодити до необхідної температури (45°C) матеріал, нагрітий до 200–250°C і вище.

Для підвищення інтенсивності процесу охолодження, а відповідно, і зменшення габаритних розмірів апарата матеріал охолоджують одночасно конвективним та контактним способами. Для цього до зовнішньої поверхні стінок шахтних та пневматичних охолоджувачів приварюють сорочки, усередині яких циркулює охолоджувальна вода. В охолоджувачах киплячого шару та у шахтних безпосередньо в шарі розміщують теплообмінні поверхні у вигляді трубного пакету. Геометрія теплообмінних пристроїв досить різноманітна, але можна виділити кілька типів: вертикальні та горизонтальні трубні пучки, які з'єднані колекторами, система із трубок Фільда, змійовикові та ребристі теплообмінні елементи, теплообмінні трубки із навареними до них пластинами.

Необхідно зауважити, що теплообмінні пристрої всередині шару порушують гідродинамічний режим роботи апарата через виникнення стислих умов та застійних зон. А це спричиняє місцеві перегріви шару матеріалу, агломерацію частинок та осідання їх на теплообмінних поверхнях. При цьому зменшуються коефіцієнти тепловіддачі, що знижує ефективність утилізації тепла. Особливо значне зниження інтенсивності тепловіддачі має місце при обтіканні потоком рядів труб, які розташовуються один над одним. Щоб зменшити негативний ефект від такого розташування, теплообмінні труби потрібно розташовувати не горизонтально, а вертикально або під кутом (який повинен бути більше від кута природного укосу). Конструкція цього охолоджувача-пневмотранспортера зображена на рис. 1.26. Цей апарат доцільно використовувати, якщо гарячий порошкоподібний матеріал, з частинками розміром менше 1 мм, потрібно підняти на висоту не менше 15–20 м. При цьому доцільно поєднувати конвективне охолодження потоком повітря з контактним охолодженням за рахунок теплопровідності через стінку в спеціальних теплообмінниках, усередині труб яких циркулює холодна вода.

Гарячий матеріал, введений в апарат по патрубку 3 на перфоровану полицю, охолоджується висхідним потоком повітря, а також водою, яка подається в спеціальні ребристі теплообмінники 2.

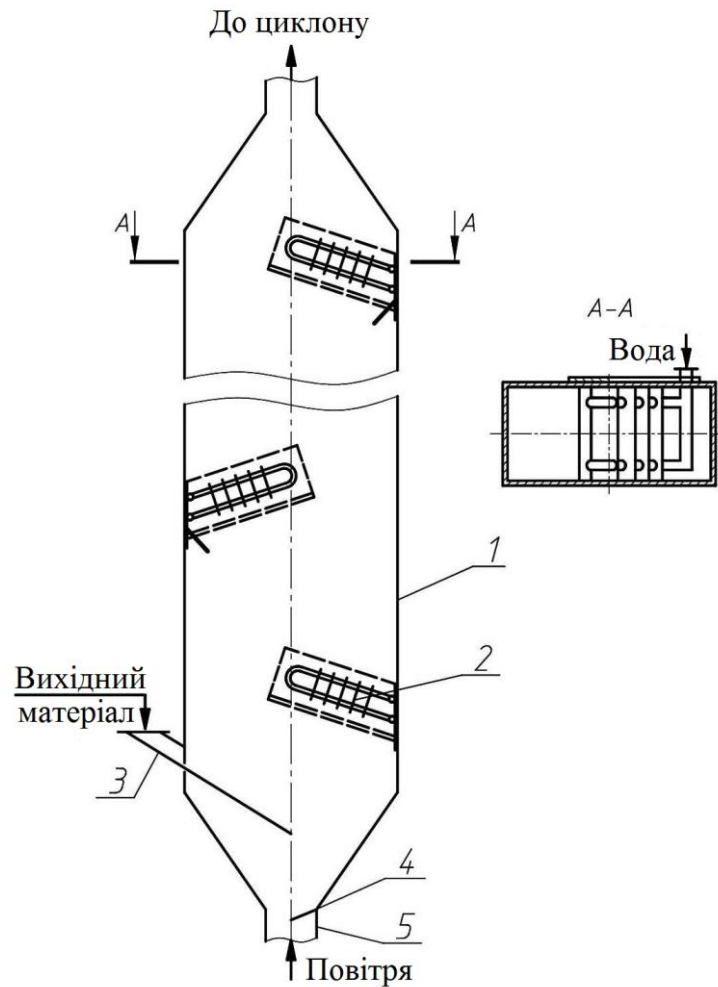


Рисунок 1.26 – Охолоджувач-пневмотранспортер:

1 – корпус; 2 – теплообмінні пристрої; 3 – патрубок для подачі гарячого матеріалу; 4 – полицний елемент; 5 – патрубок для подачі повітря

У нижній частині охолоджувача повітря, яке входить по патрубку 5, надається швидкість, що відповідає швидкості виносу частинок, яка перевищує швидкість витання твердих частинок. Створюється на поверхні кожної полиці інтенсивно зважений шар, провал відсутній, практично весь матеріал виноситься вгору. У такий спосіб матеріал одночасно охолоджується та подається на задану висоту.

Охолодження зернистих матеріалів у пневматичному трубному охолоджувачі, показаному на рис. 1.25, характеризується малою ефективністю через порівняно невеликий час перебування частинок у потоці, а також зважаючи на низькі значення коефіцієнтів тепловіддачі від поверхні частинок

до газу. В апаратах із псевдозрідженим шаром (рис. 1.15), які забезпечують більш тривалий контакт фаз, матеріали, нагріті до кількох сотень градусів, успішно охолоджуються й одночасно знепиллюються. Однак, їх важко застосовувати для охолодження низки полідисперсних матеріалів, які містять великі частинки, максимальні розміри яких можуть досягати кількох сантиметрів: великі частинки опускаються із псевдозрідженим шаром на газорозподільні решітки, перекривають частину отворів або всі отвори. Такі матеріали доцільно охолоджувати в поличних апаратах, здійснюючи одночасно їх класифікацію на два або, при широкому діапазоні розмірів частинок, на три класи.

Охолоджувач із каскадом похилих полиць (рис. 1.27) дозволяє використовувати для розділення частинок як сили тяжіння, так і інерційні та відцентрові локальні сили. Особливістю цих апаратів є виникнення вихрового руху газодисперсного потоку як над полицею, так і під нею.

Більш доцільна в такому апараті установка саме перфорованих полиць, які порівняно із суцільними полицями мають менший гідравлічний опір (до 1000 Па проти 1500–1800 Па) та забезпечують більш інтенсивний контакт фаз як у вивантажувальному просторі, так і безпосередньо на поверхні полиці, де матеріал взаємодіє із повітряним потоком, який проходить через отвори полиці [295].

Поличний охолоджувач, що розділяє матеріал на три фракції, показаний на рис. 1.28. Вихідний гарячий матеріал з живильника по патрубку надходить на колосникову решітку 1. На цій решітці частинки розміром менше 10–12 мм проходять через щілини між колосниками в камеру 2, а більші рухаються по поверхні колосників і надходять в камеру 3. У камері 3 крупні частинки повільно опускаються вниз суцільним шаром, через який знизу проходить повітря, що надходить в камеру по відповідному патрубку. Тривалість опускання шару регулюється живильником.

Охолодження в камері 3 здійснюється переважно охолоджуючим повітрям та додатково теплообмінниками з оребреними трубами.

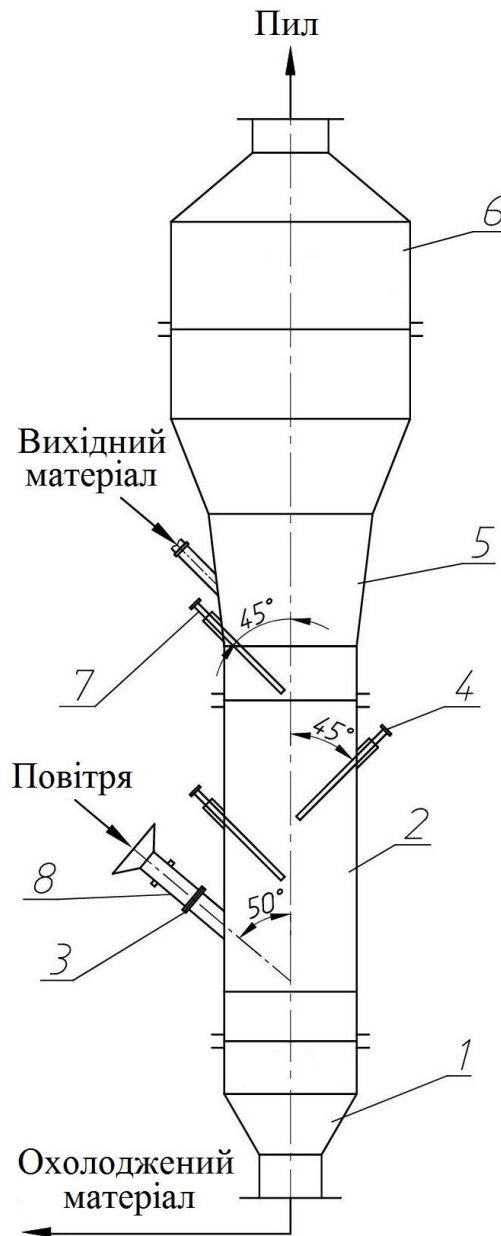


Рисунок 1.27 – Поличний охолоджувач-пневмокласифікатор:

1 – бункер для збору крупної фракції; 2 – секція охолодження та пневмокласифікації; 3 – патрубок подачі охолоджувального повітря; 4 – регулювальний механізм нахилу полиці; 5 – секція подачі гарячого матеріалу; 6 – сепараційна секція; 7 – перфорована полиця; 8 – колектор для заміру витрат повітря

Дрібна фракція, що пройшла через колосники, проходить у камеру 2. Тривалість руху частинок по перфорованим полицям 4 повинна бути такою, щоб частинки цієї фракції встигли, віддаючи тепло висхідному потоку повітря, охолотитися до заданої температури (45–50°C).

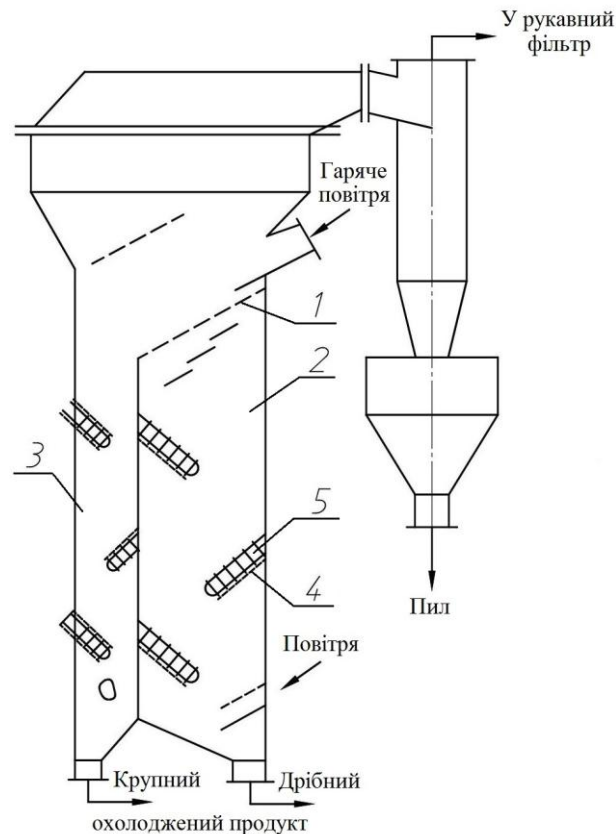


Рисунок 1.28 – Поличний двухсекційний охолоджувач-класифікатор крупнозернистих матеріалів:

1 – решітка колосникова; 2 – камера для дрібної фракції; 3 – камера для крупної фракції; 4 – полиця перфорована; 5 – теплообмінник пластинчастий

Повітря, що надходить у камеру 2 через відповідний патрубок, охолоджує шар матеріалу, що падає вниз, і виносить у верх частинки розміром менше 1 мм. Пройшовши через щілини колосника, нагріте повітря з'єднується з повітрям, що надходить із камери 3, і по відповідному патрубку рухається в циклон. Для підвищення інтенсивності охолодження й збільшення часу перебування гарячих частинок на полицях встановлюють пластинчасті теплообмінники 5. При ударах частинок об поверхню пластин, які розташовані перпендикулярно напрямку їх руху, частинки гальмуються і швидкість їх зменшується. Ці пластини встановлені так, що через одну не доходять до стінок апарату, утворюючи зигзагоподібний канал, що подовжує шлях частинок в охолоджувачі. Якщо охолоджуваний матеріал має високу температуру (250°C), то на деяких полицях зверху на шар матеріалу розбризкують воду із форсунок.

При охолодженні обезфтореного фосфату з частинками розміром менше 20 мм температура матеріалу, який розвантажують з охолоджувача з чотирма полицями продуктивністю 900 кг/год (по провалу), знижувалась із 250°C до 60–100°C, а частинок, які виносились у пиловловлювач – до 25–50°C. Після усереднення провалу і виносу температура становила 60–65°C. Більшою частиною тепло забиралося повітрям; а вода, яка циркулювала в трубах теплообмінників, забирала не більше 5–10 % від тепла матеріалу. Експлуатація охолоджувача показала, що на одній полиці без теплообмінних пристроїв матеріал, який містив куски розмірами до 100 мм, охолоджується до 50–60°C і практично повністю обеспилується.

Гранульовані і зернисті матеріали з частинками розміром не більше 5–6 мм охолоджуються і звільняються від дрібної фракції з розміром частинок менше 1 мм в апараті з двома секціями (рис. 1.29).

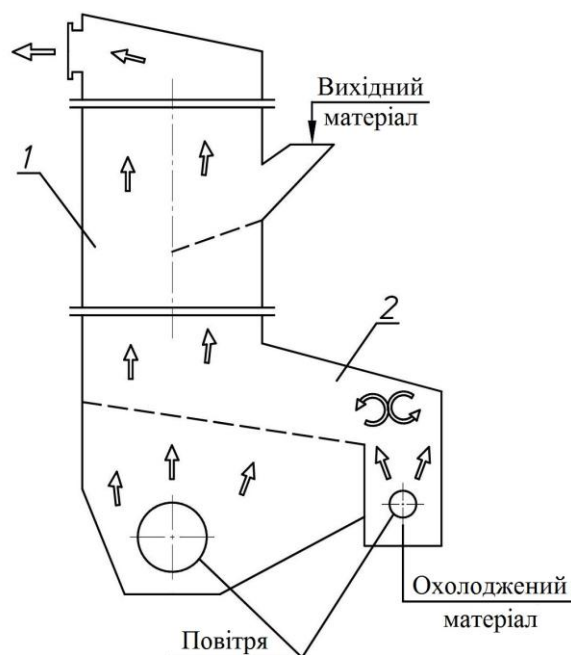


Рисунок 1.29 – Охолоджувач-пневмокласифікатор гранульованих матеріалів:

1 – секція пневмокласифікації; 2 – секція охолодження

У верхній секції пневмокласифікації 1, що має одну або дві перфоровані полиці, нахилені під кутом 45° та із живим перетином 5 %, із гарячого

матеріалу, у режимі гравітаційно падаючого шару, видаляються частинки розмірами менше 1 мм. Використання руху частинок по інерції дозволило зменшити робочу швидкість у вільному перетині секції пневмокласифікації до 3,7 м/с. Швидкість витання частинок розмірами 1 мм становить 5–6 м/с. Матеріал, звільнений від дрібних частинок, надходить потім в охолоджувальну секцію, де переміщається по довшій перфорованій решітці, встановленій під кутом 20° до горизонту. Відстань від кінця решітки до стінки апарату становить 0,15–0,2 від довжини перетину апарату. Швидкість потоку у вільному перерізі секції охолодження становить 2,4 м/с. Матеріал охолоджується в режимі зваженого шару, а потім вивантажується із холодильника. Якщо матеріал нагрітий дуже сильно і повітря не охолоджує його до заданої температури, на решітці встановлюють теплообмінник з ребристими поверхнями, в труби якого подається охолоджувальна вода.

1.6 Висновки до першого розділу. Постановка задач дослідження

Проаналізовано сучасні методи гранулювання, охарактеризовано основні переваги та недоліки розглянутих способів гранулювання, а також визначено основні шляхи подальшого розвитку цих технологій. Аналіз способу гранулювання в баштах методом прильовання виявив недостатній рівень знань щодо механізму утворення крапель при накладенні вібраційних коливань на струмені, які витікають із отворів вібраційних грануляторів. Також виявлено нестачу інформації про швидкості руху крапель при їх падінні в грануляційній башті. Відсутні практичні залежності для визначення температурних профілів гранул та охолоджуючого повітря.

Особливу увагу було приділено використанню апаратів зі зваженими шарами. Визначено перспективи використання грануляторів псевдозрідженого шару для отримання добрив на органічній основі. На основі аналізу особливостей роботи типових апаратів, які працюють на основі гетерогенних систем, визначено перспективні конструкції апаратів з активними

гідродинамічними режимами. Ефективним апаратом визнано установку із похилими перфорованими полицями, на контактних елементах якої реалізується вихровий завислий шар. У цьому шарі інтенсивно проводяться тепло- та масообмінні процеси, включаючи грануляцію.

Із огляду на вищезазначене, сформульована мета дослідження: розроблення та обґрунтування науково-теоретичних основ процесів формування гранул у неоднорідному середовищі шляхом застосування методів обкочування та приплювання, а також у псевдозріджених та завислих шарах з активною гідродинамікою потоків.

Для досягнення поставленої мети в дисертаційній роботі необхідно вирішити такі завдання:

- провести системний аналіз сучасних напрямів гранулювання з подальшим отриманням однорідних, пористих та багатошарових гранул;
- створити теоретичні основи розрахунку розпаду струменів рідини (плаву) на краплі під впливом власних коливань;
- теоретично дослідити зміну температури гранули мінеральних добрив по її радіусу при контакті з повітрям у грануляційній башті;
- визначити вплив температури шару на процес отримання укрупнених гранул мінеральних добрив у тарілчастому грануляторі;
- розробити науково-теоретичні основи впливу дисперсійного газового середовища на механізми зважування твердих частинок та їх сепарацію в активних гідродинамічних умовах;
- розробити науково-теоретичні основи впливу температури на формування пористої структури оболонки гранули;
- проаналізувати особливості міжфазного теплообміну у системі «газ – тверда фаза» в умовах зважених шарів;
- провести теоретичні та експериментальні дослідження процесів формування гранул в багатоступеневих апаратах зваженого шару;
- провести теоретичні та експериментальні дослідження високоефективного обладнання для конвективного охолодження гранульованих та зернистих матеріалів;

– розробити техніко-економічні аспекти вибору та експлуатації конвективних охолоджувачів.

Основні результати дослідження опубліковані в наукових працях: [5, 28, 61, 63–68, 261, 284, 295, 340].

РОЗДІЛ 2

МЕТОДИ ТА МЕТОДИКА СИСТЕМНОГО АНАЛІЗУ ОБ'ЄКТУ ДОСЛІДЖЕННЯ

2.1 Обґрунтування вибору методів дослідження

Основною метою досліджень є створення науково-теоретичних основ процесів формування гранул у неоднорідному середовищі. Теоретичні аспекти дисертаційної роботи ґрунтуються на комплексному підході до моделювання процесів гранулоутворення, включаючи фізичне та математичне моделювання.

Фізичне моделювання передбачає детальне вивчення механізмів формування гранул у неоднорідному середовищі, зокрема, із застосуванням методів обкочування та прильовання, а також у псевдозріджених та завислих шарах з активною гідродинамікою потоків. В основу фізичного моделювання покладено методи теорії подібності, що забезпечує адекватність масштабування процесів, відтворення основних гідродинамічних та тепло-масообмінних характеристик безпосередньо в моделі.

На емпіричному рівні наукових досліджень застосовувався метод прямого спостереження, який є невід'ємною складовою дослідницької роботи, оскільки дозволяє в подальшому систематизувати емпіричні дані процесів гранулоутворення. Ці дані становлять основу для валідації та верифікації розроблених математичних моделей, а також для перевірки теоретичних передбачень, що стосуються фізичних та хімічних властивостей гранул. Адже очікуваними результатами роботи є отримання точної інформації про фактичні поведінкові характеристики гранул у реальних умовах виробничого процесу.

Визначення гранулометричного складу частинок проводили методом ситового аналізу, що полягає в просіюванні матеріалу через серію сит з відомими розмірами отворів. Цей метод дозволяє точно визначити розподіл розмірів частинок у вихідному матеріалі шляхом класифікації їх за розміром,

забезпечуючи надійні дані для подальшого аналізу структури шару та якості гранул.

Для дослідження структури гранул застосовували мікроскопічний метод, який дозволяє детально оглядати мікроструктуру гранул, їх внутрішню будову та структуру поверхні. Оптичне мікрофотографування використовувалося для отримання зображень гранул у високій оптичній роздільній здатності. Після цього проводилась програмна обробка отриманих зображень, що дозволяє автоматизувати процес аналізу і отримати об'єктивні дані про розмір, форму та текстурні характеристики гранул. Цей комплексний підхід забезпечує точне визначення параметрів гранул і їх якість, що є ключовим для наукових досліджень і впровадження у виробництво нових технологій.

Також під час проведення експериментальних досліджень застосовували методи багатofакторного планування експерименту, що дозволило одночасно враховувати вплив декількох параметрів на процес гранулоутворення та визначити їх оптимальні значення. Різноманітні параметри, такі як швидкість подачі матеріалу, температура, тиск, концентрація компонентів та інші, систематично варіюються для вивчення їх взаємозв'язку та впливу на якість та властивості гранул. Це дозволяє нам отримати глибше розуміння складних взаємодій між різними параметрами процесу гранулоутворення.

Математичне моделювання, у свою чергу, використовує диференціальні рівняння та інтегральні обчислення для опису гідродинамічних, тепло- та масообмінних процесів, які відбуваються під час гранулювання, та для розробки прогнозних моделей.

Математичне моделювання є невід'ємною частиною дослідницької роботи, оскільки воно дозволяє розробити і верифікувати теоретичні моделі процесів гранулоутворення. Це моделювання ґрунтується на застосуванні диференціальних рівнянь, які описують динаміку зміни основних параметрів процесу у просторі та часі. Зокрема, використовуються рівняння Нав'є-Стокса для опису руху рідини, рівняння теплопередачі для моделювання розподілу температури, а також рівняння масопереносу для врахування концентраційних

змін у середовищі. Інтегральні обчислення дозволяють отримати узагальнені характеристики процесів, що описують зміну властивостей системи на макрорівні.

Крім того, математичні моделі можуть бути використані для виявлення та аналізу критичних точок на стадіях гранулоутворення, де можливі відхилення від заданих параметрів або нестабільності. Це особливо важливо для розробки стабільних технологічних процесів, що забезпечують високу якість продукції. За допомогою математичного моделювання також виконувались чисельні експерименти, які дозволяють знизити витрати на проведення фізичних експериментів та скоротити час на розробку нових технологічних рішень.

2.2 Методологія математичного моделювання об'єкту дослідження

Математичне моделювання гідродинамічних параметрів неоднорідних систем виконувалось на основі класичних положень гідромеханіки та технічної гідромеханіки [341, 342] із використанням програмного забезпечення FlowVision [343], Ansys CFX [344] та Ansys Fluent [345].

Математичне моделювання гідродинамічних параметрів неоднорідних систем виконувалось на основі класичних положень гідромеханіки та технічної гідромеханіки, що включають в себе фундаментальні закони збереження маси, імпульсу та енергії. Для цього використовувалось сучасне програмне забезпечення FlowVision, Ansys CFX та Ansys Fluent, яке дозволяє проводити складні чисельні розрахунки та симуляції. Зазначене програмне забезпечення дає можливість детально аналізувати рух рідини, газу та дисперсних частинок у різних комбінаціях, враховуючи при цьому вплив різних факторів, таких як в'язкість, густина, тиск, температурні градієнти і т.п.

Для отримання більш точної апроксимації криволінійної геометрії у програмі FlowVision використовувалась технологія підсіточного розширення геометрії. Ця технологія дозволяє ефективно відтворювати складні геометричні форми, що є важливими для точного моделювання гідродинамічних процесів,

та забезпечує високу точність у відображенні криволінійних контурів і поверхонь, що суттєво покращує якість чисельних розрахунків.

Зазначена технологія також дозволяє імпортувати геометричні дані з різних систем комп'ютерного проектування (CAD-систем), таких як AutoCAD [346], SolidWorks [347], CATIA [348] та ін. Це забезпечує безперервний робочий процес від етапу проектування до етапу моделювання, мінімізуючи можливі помилки та розбіжності, що можуть виникати при переході між різними програмними середовищами.

Додатково, технологія підсіточного розширення геометрії дозволяє обмінюватися інформацією з системами кінцево-елементного аналізу (FEA-системами), такими як Ansys та ABAQUS [349]. Це дає можливість інтегрувати результати гідродинамічного моделювання з механічними аналізами, що забезпечує комплексний підхід до дослідження процесів формування гранул. Завдяки цьому можна оцінювати не тільки динаміку рідких потоків, але й вплив цих потоків на механічні властивості гранул та конструктивних елементів обладнання. Такий підхід сприяє розробці більш ефективних та надійних грануляційних, сепараційних, теплообмінних пристроїв, які відповідають сучасним вимогам до якості та продуктивності.

Ansys CFX спеціалізується на аналізі потоків у турбулентних і ламінарних режимах, що є важливим для дослідження гідродинаміки в апаратах з активною гідродинамікою потоків. Використання даного програмного забезпечення надає можливість моделювати багатофазні потоки, що є критично важливим для точного відтворення процесів грануло утворення в неоднорідних системах, де одночасно присутні тверда, рідка та газова фази. Це дозволяє не лише оцінити вплив гідродинамічних параметрів на досліджувані процеси, але й зрозуміти взаємодію між різними фазами, що є ключовим при виконанні оптимізаційних розрахунків.

Ansys Fluent, з іншого боку, надає широкі можливості для моделювання тепломасообмінних процесів, що дозволяє досліджувати вплив теплових ефектів на процеси гранулоутворення. Використання цього програмного

забезпечення дозволяє створювати тривимірні моделі, що відображають реальні умови роботи апаратів, та отримувати дані про розподіл швидкостей, тиску, температури та інших параметрів у неоднорідній системі. Це забезпечує високий рівень точності та достовірності отриманих результатів моделювання.

Для вирішення рівнянь математичної моделі використовували системи комп'ютерної алгебри, а саме: Maple [350] та wxMaxima [351]. Ці потужні інструменти дозволяють ефективно обробляти та розв'язувати складні системи диференціальних рівнянь, які описують динаміку та взаємодію потоків у процесі гранулоутворення.

Maple зручна у використанні завдяки своїм розширеним можливостям для символічних обчислень і аналітичного розв'язування рівнянь. Ця система дозволяє автоматизувати процес розв'язання великих систем рівнянь, що суттєво знижує ризик людської помилки і підвищує точність отриманих результатів. Крім того, Maple забезпечує зручний інтерфейс для візуалізації результатів обчислень, що сприяє кращому розумінню фізичних процесів.

Програма wxMaxima, будучи відкритою та доступною системою комп'ютерної алгебри, забезпечує ефективний інструментарій для чисельного та символічного розв'язування рівнянь. Завдяки своїй інтеграції з системою Maxima, wxMaxima надає широкі можливості для моделювання, симуляції та аналізу складних математичних моделей. Використання wxMaxima дозволяє швидко виконувати ітеративні обчислення та аналізувати їх результати, що є надзвичайно важливим при проведенні багатофакторних експериментів і оптимізації параметрів моделі.

Аналіз одержаних закономірностей здійснювали із застосуванням диференціальних методів математичного аналізу та інтегрального обчислення, які виконували за допомогою комп'ютерної техніки та пакету прикладних програм, а саме: MathCAD [352], MS Office Excel [353]. MathCAD, як потужний інструмент для інженерних розрахунків, дозволяє легко інтегрувати диференціальні рівняння, проводити символічні перетворення та аналізувати результати у зручному форматі. MathCAD також надає розширені можливості

для візуалізації даних, що сприяє більш глибокому розумінню отриманих закономірностей та їхньої практичної значущості.

MS Office Excel, будучи широко використовуваним інструментом для аналізу даних, забезпечує ефективне опрацювання великих масивів інформації та проведення статистичних обчислень. Використання Excel дозволяє швидко створювати графіки та діаграми, які наочно демонструють результати досліджень. Крім того, Excel підтримує численні функції та макроси для автоматизації обчислень, що значно спрощує процес аналізу та підвищує його продуктивність.

Таким чином, застосування диференціальних методів математичного аналізу та інтегрального обчислення, у поєднанні із сучасними комп'ютерними програмами, забезпечує всесторонній підхід до дослідження закономірностей процесів формування гранул у неоднорідному середовищі. Такий підхід дозволяє не тільки глибоко зрозуміти фізичні явища, що лежать в основі процесів, але й розробити оптимальні рішення для поліпшення технологічних параметрів використовуваних апаратів. Завдяки цьому, отримані результати можуть бути ефективно застосовані на практиці, сприяючи підвищенню ефективності та якості виробництва гранульованих продуктів у різних сферах їх використання.

2.3 Опис експериментальних установок. Методика проведення експериментальних досліджень

Відповідно до поставлених у дисертаційній роботі завдань експериментальних досліджень, на базі науково-дослідної лабораторії кафедри хімічної інженерії Сумського державного університету було сконструйовано експериментальні установки.

У додатку Б наведено лабораторну модель та схему поличного багатоступеневого апарата зваженого шару.

Зазначимо, що в першому варіанті конструктивного виконання корпус апарата являє собою коробчасту конструкцію конічної форми (як це видно з рис. Б.1). На ньому проводились дослідження лише гідродинамічних характеристик газодисперсних потоків. Іншою варіацією апаратурного оформлення гранулятора є коробчаста конструкція прямокутного перерізу з відношенням сторін 2:1. У цьому випадку додатково проводили дослідження процесу укрупнення гранул (гранулювання у зваженому шарі). Для цього у місці кріплення поличного контакту встановлювалась пневматична форсунка, до якої було підведено стиснене (4–6 атмосфери) повітря і суспензія (або плав).

Вихідні гранули мінеральних добрив дозуються живильником і потрапляють на першу ступінь гранулювання, де на перфорованій полиці, за допомогою введення газового струменя в простір між кінцем перфорованої полиці та стінкою апарата, утворюється зважений вихровий шар. Зверху на вихровий шар, за допомогою пневматичної форсунки, розпилюється суспензія (плав).

При прискоренні частинок газовим струменем у зваженому шарі відбувається їх сепарація за розмірами. У результаті цього явища, більш крупні частинки накопичуються ближче до кінця перфорованої полиці, а дрібніші – зосереджуються на початковій ділянці, що сприяє вирівнюванню часу перебування частинок різного розміру в об'ємі зваженого шару на перфорованій полиці. Це, у свою чергу, забезпечує більш рівномірне нанесення суспензії (плаву) на гранули та підвищує однорідність гранулометричного складу кінцевого продукту.

Загалом апарат оснащений трьома перфорованими полицями. Регулюючи кількість суспензії, що подається на кожну полицю, змінюючи живий переріз полиць та відстань між кінцем полиці та стінкою апарата, можна створювати різну швидкість газового струменя на кожному рівні. Це дозволяє формувати гранули різного розміру: на верхній полиці утворюються дрібніші гранули, а на нижніх полицях – більш крупні.

У додатку В наведено лабораторну модель та схему обертового вібраційного гранулятора.

Привід обертає шток 5 і розподільчі перегородки 6, що забезпечують рівномірний розподіл швидкості потоку плаву. Плав, який надходить до віброгранулятора через вхідний патрубок 3, потрапляє в колектор перфорованого днища 1. Одночасно, під дією тиску, рідинні струмені, на які накладається додатковий вібраційний вплив через диск 7, витікають із отворів перфорованої оболонки. Цей процес забезпечує рівномірний і контрольований розподіл рідкого плаву, що сприяє формуванню гранул максимально однакового розміру і форми.

Між вібруючим диском 7 і дном корзини 5 знаходиться рідинний шар, який забезпечує гідромеханічний зв'язок між ротором і плавом. Цей шар рідини відіграє важливу роль у передаванні коливань від диска до плаву, що впливає на процес грануляції. Частота осьових коливань диска безпосередньо визначає розміри утворюваних крапель рідкого плаву. Відповідно, від цієї частоти залежить ступінь монодисперсності гранул, тобто їх однаковість за розмірами. Висока точність у налаштуванні частоти коливань дозволяє досягти бажаних характеристик гранул, забезпечуючи їх рівномірність і якість.

Стенд також обладнаний шафою керування, що включає пульт керування та пневматичну систему вимірювання рівня рідини. Ця система містить перетворювач, який призначений для перетворення надлишкового тиску стиснутого повітря від пневматичних пристроїв тиску, розрідження, перепаду тиску, рівня та густини рідини в уніфікований аналоговий сигнал. Перетворювач забезпечує точність і стабільність вимірювань, що дозволяє ефективно контролювати рівень рідини в системі. Шафа керування дозволяє оператору легко регулювати і моніторити всі необхідні параметри процесу через пульт керування.

Загалом, пневматична система вимірювання рівня рідини відіграє важливу роль у забезпеченні надійної роботи стенду, оскільки вона дозволяє здійснювати точний моніторинг і контроль процесів.

2.4 Характеристика приладів та пристроїв для вимірювань параметрів при експериментальних дослідженнях

Зміна технологічних характеристик під час диспергування здійснюється за допомогою вимірювання витрат, частоти коливань та інших параметрів, поєднаних із фото- та відеофіксацією з подальшою обробкою сучасними цифровими засобами. Це дозволяє отримувати точні дані про процес. Похибка вимірювання частоти коливань актуатора не перевищує 2 %, що забезпечує високу точність контролю. Похибка визначення розмірів крапель із застосуванням градаційної сітки становить 6 %, що дозволяє досягти прийнятної точності у визначенні розмірів гранул. Завдяки використанню сучасних цифрових технологій, процес диспергування стає більш керованим і прогнозованим, що сприяє підвищенню якості кінцевого продукту.

Контроль вібраційного сигналу, що передається до дна перфорованої оболонки, здійснюється за допомогою осцилографа GDS-820S, використання якого дозволяє в режимі реального часу спостерігати за коливаннями і оперативно коригувати параметри для досягнення оптимальної роботи перфорованого днища.

Осцилограф GDS-820S є сучасним цифровим вимірювальним приладом, призначеним для аналізу електричних сигналів. Він здатен працювати в діапазоні частот до 200 МГц, що дозволяє аналізувати високочастотні сигнали з високою точністю. Прилад має швидкість вибірки до 250 мегазразків на секунду (MSa/s) на кожен канал, що забезпечує детальне захоплення швидкоплинних сигналів. Осцилограф оснащений двома каналами, що дозволяє одночасно вимірювати та аналізувати два різних сигнали. Завдяки роздільній здатності 8 біт, прилад забезпечує високу точність відображення вимірюваних сигналів.

Осцилограф GDS-820S має велику внутрішню пам'ять для зберігання захоплених сигналів, що дозволяє проводити подальший аналіз і обробку даних. Для підключення до комп'ютера та передачі даних прилад оснащений

інтерфейсами USB та RS-232, що дозволяє легко інтегрувати його у вимірювальні системи і автоматизовані комплекси. Великий кольоровий РК-дисплей забезпечує чітке та зручне відображення сигналів, параметрів і меню управління, що спрощує роботу з приладом.

Процес розпаду рідинного струменя досліджується за допомогою стробоскопічного світла, яке дозволяє створити зображення кожного моменту руху струменя, що фіксується високошвидкісною камерою. Це забезпечує детальне вивчення фактично кожної стадії розпаду струменя. Регулювання витрати рідини здійснюється за допомогою витратоміра «Metran 370», який забезпечує точний контроль потоку, дозволяючи отримати необхідні параметри для дослідження. Він здатен вимірювати витрати в широкому діапазоні, залежно від моделі, з високою точністю, з похибкою не більше 0,5 % від вимірюваного значення. Корпус витратоміра виготовлений з корозійностійких матеріалів, що забезпечує довговічність і надійність в експлуатації. Прилад оснащений різноманітними інтерфейсами для передачі даних, включаючи аналогові та цифрові виходи, що полегшує інтеграцію в різні системи. Придатний для роботи в широкому діапазоні температур.

Для забезпечення чистоти рідини та відділення її від твердих домішок використовується фільтр, що запобігає засміченню системи і забезпечує стабільну роботу. Рідина проходить через металеву або пластикову сітку з певним розміром осередків, що затримує тверді частинки. Такі фільтри легко очищуються та можуть бути використані повторно.

Рівень рідини регулюється вимірювачем рівня «Metran 100», який також є високоточним приладом, призначеним для визначення рівня рідини в резервуарах і трубопроводах. Прилад забезпечує точність вимірювань з похибкою не більше 0,25 % від вимірюваного значення.

Частота коливань перфорованого днища реєструється за допомогою датчика вібрації «DN-3M1», підключеного до перетворювача «PKV-02». Ця система дозволяє точно вимірювати та аналізувати вібраційні характеристики перфорованого днища. Датчик вібрації «DN-3M1» вловлює коливання, а

перетворювач «PKV-02» конвертує ці дані у зручний для обробки формат, що забезпечує високу точність і надійність вимірювань. Завдяки цьому, можна точно контролювати частоту коливань, що є важливим для забезпечення стабільності і ефективності роботи системи.

Для визначення гідродинамічних характеристик руху потоків використовується термоанемометр TES-1340, який є високоточним приладом, призначеним для вимірювання швидкості та напрямку потоків рідини або газу. Він оснащений гарячим дротом або гарячою плівкою, що дозволяє визначати швидкість потоку на основі охолодження нагрітого елемента. Прилад має широкий діапазон вимірювання швидкості, високу чутливість та точність, що робить його ідеальним для детального аналізу гідродинамічних характеристик. TES-1340 оснащений цифровим дисплеєм для зручного зчитування даних, а його компактний та портативний дизайн дозволяє легко використовувати його в різних умовах.

Для вимірювання температури використовувались кілька приладів, включаючи спиртовий термометр, термопару ТС10-С, потенціометр реєструючий самопишучий КСП-3, а також тепловізор Fluke Ti25. Спиртовий термометр забезпечував базові вимірювання температури (наприклад, температури повітря) завдяки простоті використання та надійності. Термопара ТС10-С дозволяла отримувати точні вимірювання в широкому діапазоні температур (наприклад, вимірювання температури в калорифері) завдяки своїй високій чутливості і швидкому реагуванню. Потенціометр КСП-3 забезпечував реєстрацію температурних даних в режимі реального часу, що було корисним для довготривалого моніторингу температурних змін. Тепловізор Fluke Ti25 надавав можливість безконтактного вимірювання температури (наприклад, вимірювання температури в робочому просторі гранулятора) і візуалізації теплових полів, що дозволяло детально аналізувати розподіл температур на поверхні об'єктів. Використання цих приладів забезпечувало комплексний підхід до вимірювання температури з високою точністю і надійністю.

Для дослідження мікроструктури гранул використовувався мікроскоп KONUSPIX-450X, який здатен забезпечити високоякісне збільшення до 450 разів, що дозволяє детально аналізувати структуру гранул. Завдяки своїй оптичній системі, мікроскоп надає чіткі та контрастні зображення, що є важливим для точного вивчення мікроструктурних особливостей. Прилад оснащений якісною освітлювальною системою, яка забезпечує рівномірне освітлення зразків, що полегшує їх дослідження. Компактний і зручний у використанні, що також можна занести до переваг даного пристрою.

2.5 Оцінка похибок вимірювання

Алгоритм визначення похибки вимірювань і результатів розрахунків включає кілька ключових етапів. Перш за все, проводиться вибірковий аналіз даних, що передбачає збір великої кількості експериментальних даних для забезпечення статистичної значущості результатів. Далі, здійснюється оцінка систематичних похибок, яка включає визначення і корекцію похибок, що можуть виникати через неточності вимірювального обладнання або методик вимірювань. Наступним кроком є оцінка випадкових похибок за допомогою статистичних методів, що дозволяє врахувати природну варіабельність вимірювань.

Після цього систематичні і випадкові похибки комбінуються для отримання загальної оцінки похибки вимірювань. Для визначення впливу основних параметрів на кінцеву похибку проводиться аналіз чутливості результатів до змін цих параметрів. Останнім етапом є валідація результатів, яка передбачає порівняння отриманих даних з теоретичними або еталонними значеннями для перевірки їх точності та надійності.

Для обробки отриманих результатів застосовується загальноприйнятий підхід до оцінювання сумарної похибки проведення експериментальних досліджень. Зокрема, відносна похибка вимірюваних величин визначається за наступним рівнянням:

$$\delta_y = \sqrt{(\delta_{y1} + \delta_{y2})^2 + \delta_{y3}^2}, \quad (2.1)$$

де δ_{y1} , δ_{y2} , δ_{y3} – відповідно відносні похибки вимірювального приладу, методу вимірювання та випадкова похибка.

При цьому, похибка вимірювального приладу, зазвичай, визначається як половина ціни поділки шкали. Це означає, що точність вимірювання обмежується найменшим кроком шкали приладу, і будь-які вимірювання можуть мати відхилення, що не перевищує половину цього кроку. Похибка методу вимірювання враховує недоліки самого дослідницького методу, такі як неточності в налаштуванні обладнання, вплив зовнішніх умов, інтерференцію інших факторів та можливі людські помилки.

Випадкова помилка знижує точність експериментальних результатів. Аналіз цього виду помилки та оцінка її впливу на обробку даних можливі за умови використання середньоквадратичного відхилення. Середньоквадратичне відхилення дозволяє кількісно оцінити розсіювання окремих вимірювань навколо їх середнього значення. Це дає змогу визначити ступінь впливу випадкових відхилень на кінцеві результати експерименту.

Обчислення середньоквадратичного відхилення є важливим етапом в аналізі даних, оскільки воно допомагає ідентифікувати рівень варіабельності в даних та вжити необхідних заходів для мінімізації впливу випадкових помилок. Завдяки цьому підходу можна значно підвищити точність та надійність отриманих результатів, забезпечуючи більш достовірні висновки та рекомендації на основі проведених досліджень. Отже, середньоквадратична похибка непрямих вимірів може бути розрахована за рівнянням:

$$\sigma_y = \sqrt{\sum_{i=1}^n \left(\frac{\partial y}{\partial x} \cdot \Delta \cdot x_i \right)^2}, \quad (2.2)$$

де $y = f(x_1, x_2, \dots, x_n)$.

2.6 Висновки до другого розділу

1. Представлено методики проведення досліджень, зазначено, що при експериментальних дослідженнях застосовувались методи багатofакторного планування експерименту. Визначення гранулометричного складу частинок проводили методом ситового аналізу, для дослідження структури гранул застосовували мікроскопічний метод, а також метод оптичного мікрофотографування з подальшим програмним обробленням результатів.

2. Визначено методи і засоби математичного моделювання, а саме: для отримання більш точної апроксимації криволінійної геометрії у програмі FlowVision використовувалась технологія підсіточного розширення геометрії, для дослідження гідродинаміки в апаратах з активною гідродинамікою потоків застосовувалась комп'ютерна програма Ansys CFX, для вирішення рівнянь математичної моделі використовували системи комп'ютерної алгебри: Maple, wxMaxima, аналіз одержаних закономірностей здійснювали із застосуванням диференціальних методів математичного аналізу та інтегрального обчислення, які виконували за допомогою комп'ютерної техніки та пакету прикладних програм: MathCAD, MS Office Excel.

3. Надано опис експериментальних установок для проведення досліджень в рамках визначених дисертаційною роботою завдань, а саме: експериментальні стенди поличного багатоступеневого апарата зваженого шару та обертового вібраційного гранулятора.

4. Представлено методику обробки результатів досліджень та оцінку похибок вимірювання, основу на визначенні відносної похибки вимірюваних величин і середньоквадратичної похибки непрямих вимірів.

Основні результати дослідження опубліковані в наукових працях: [324, 355, 356].

РОЗДІЛ 3

ТЕОРЕТИЧНИЙ ОПИС УМОВ ФОРМУВАННЯ ГРАНУЛ У НЕОДНОРІДНОМУ СЕРЕДОВИЩІ «ГАЗ – ТВЕРДА ФАЗА»

3.1 Вплив конструктивних параметрів корзини обертового вібраційного гранулятора на утворення крапель плаву

Для розробки теоретичного методу розрахунку та рекомендацій щодо вибору форми кошика та швидкості його обертання було використано рівняння руху гранул у повітряному потоці:

$$\begin{cases} \frac{d^2}{d\tau^2} x(\tau) = -\frac{3 \cdot \xi_x \cdot \rho_{нов} \cdot \left(\frac{d}{d\tau} x(\tau) + W_x \right)^2}{4 \cdot d_z \cdot \rho_z}; \\ \frac{d^2}{d\tau^2} y(\tau) = g - \frac{3 \cdot \xi_y \cdot \rho_{нов} \cdot \left(\frac{d}{d\tau} y(\tau) + W_y \right)^2}{4 \cdot d_z \cdot \rho_z}, \end{cases} \quad (3.1)$$

де ξ – коефіцієнт опору гранули (індекси «x» та «y» відповідно по горизонталі і вертикалі);

ρ_z – щільність гранули, кг/м³;

$\rho_{нов}$ – густина повітря, кг/м³;

d_z – діаметр гранули, м;

g – прискорення вільного падіння, м/с².

Розрахункову схему витікання струменя плаву з кошика представлено на рис. 3.1. На рис. 3.2 показано приклад результатів розрахунків радіуса факела розпилу плаву, якому відповідає горизонтальна складова траєкторії краплі, що виходить з найбільшого радіусу кошика для аміачної селітри у грануляційній башті висотою 80 м.

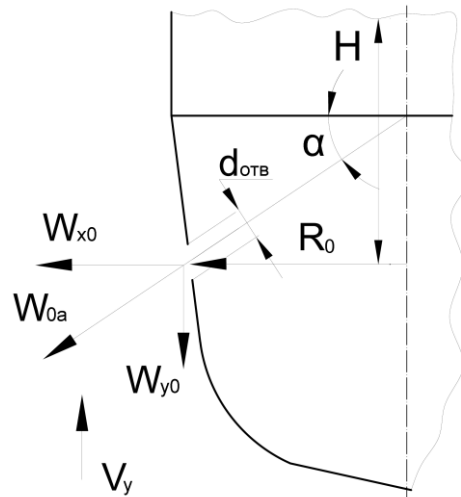


Рисунок 3.1 – Схема витікання струменя плаву з кошика:

R_a – радіус, на якому відбувається витікання; α – кут витікання струменя;
 W_{x0} , W_{y0} – початкові значення відповідно горизонтальної та вертикальної
 складових швидкості крапель; V_y – швидкість повітряного потоку

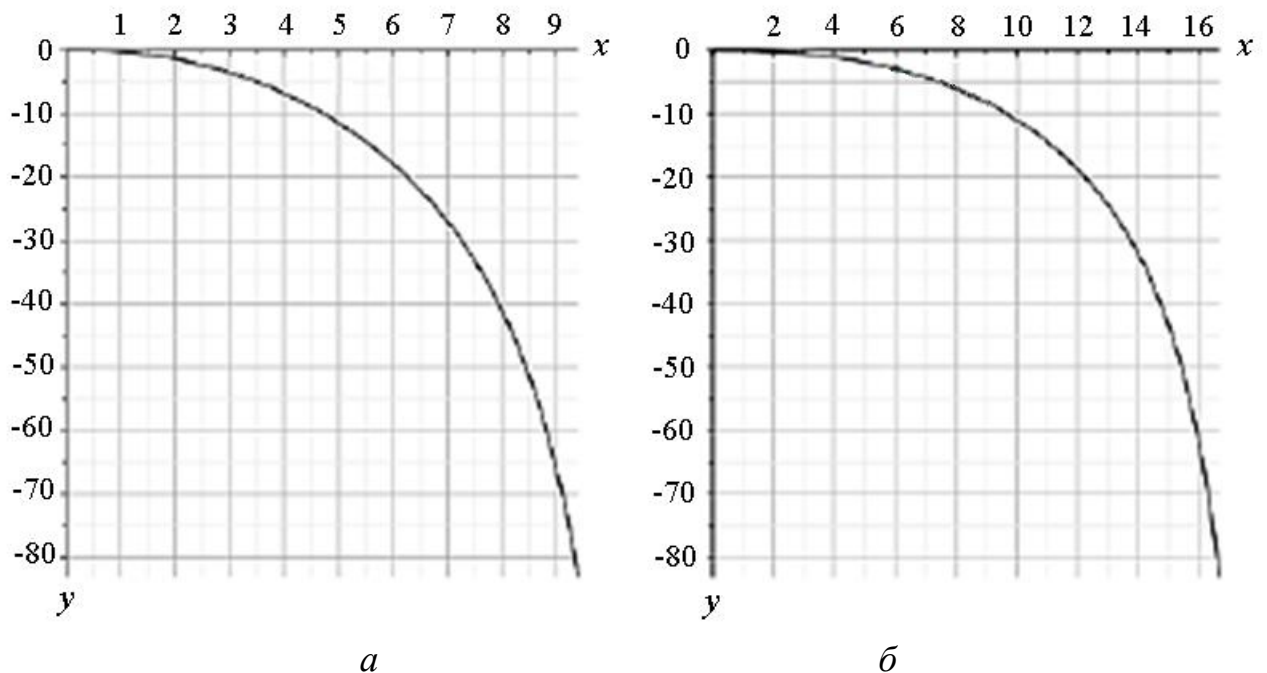


Рисунок 3.2 – Зміна радіуса факела розпилу для швидкості обертання ОВГ:

a – 180 об./хв.; b – 250 об./хв.

Позначки « x » та « y » (у метрах) відповідають горизонтальній та вертикальній відстані, що проходить гранула до її падіння у нижній частині башти. Цей показник і відповідає радіусу факела розпилу.

Як видно з рис. 3.2, збільшення швидкості обертання на 70 об./хв. призводить до значного (майже вдвічі) збільшення радіуса факела розпилу, а це, у свою чергу, дає можливість впливати на розміри факела розпилу за допомогою зміни швидкості обертання гранулятора. На основі проведених теоретичних та експериментальних досліджень у промислових умовах було розроблено та втілено у промислові зразки програму автоматичного регулювання швидкості обертання ОВГ у залежності від зміни навантажень за плавом у промисловій грануляційній башті [354–361].

3.2 Утворення крапель плаву на виході з корзини гранулятора під дією власних коливань струменя

Теоретичний опис руху рідини в струмені заснований на рівняннях так званої «теорії струменя». Відомо, наприклад, приблизний розв'язок цих рівнянь на фіксований момент часу. При цьому використовувалися рівняння руху рідини в стаціонарному режимі в циліндричній системі координат:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial z} V_z(r, z) + \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{r \cdot V_r(r, z)}{r} \right) &= 0; \\ V_r(r, z) \left(\frac{\partial}{\partial r} V_r(r, z) \right) &= -\frac{\partial P(r, z)}{\partial r} \rho + \varepsilon \left(\frac{\partial^2}{\partial z^2} V_r(r, z) + \frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{\partial}{\partial r} \left(\frac{r \cdot V_r(r, z)}{r} \right) \right) \right); \quad (3.2) \\ V_r(r, z) \left(\frac{\partial}{\partial r} V_r(r, z) \right) &= -\frac{\partial P(r, z)}{\partial r} \rho + \varepsilon \left(\frac{\partial^2}{\partial z^2} V_r(r, z) + \frac{\partial}{\partial z} \left(r \left(\frac{\partial}{\partial r} V_z(r, z) \right) \right) \right), \end{aligned}$$

де $V_r(r, z)$, $V_z(r, z)$ – відповідно радіальний і осьовий компонент швидкості плаву в струмені;

r – змінне значення радіуса струменя;

z – змінна відстань від отвору, з якого струмінь витікає в поточну ділянку ходу;

ρ – густина плаву;

$P(r, z)$ – значення тиску в струмені.

Пошук рішення здійснювався у вигляді многочленів:

$$V_z(r, z) = A_1 \cdot r^2 \cdot z^2 + A_2 \cdot r + A_3, \quad (3.3)$$

із урахуванням припущення, що максимальний осьовий компонент швидкості рідини у струмені буде саме на осі струменя.

Крім того, були використані обґрунтовані припущення, що рідина з отвору відомого радіусу $R_{отв}$, витікає під дією тиску P_1 , та вісь отвору збігається з початком координати ($Z_0 = 0$) і в цей момент, імовірно, відоме значення осьової швидкості V_{z0} .

У процесі математичних перетворень були отримані рівняння, в яких змінні були зведені до одного (z), що дало можливість застосовувати розв'язання диференціальних рівнянь у повних похідних та отримати рішення у вигляді ряду з подальшим перетворенням в многочленах.

Усі ці припущення і проміжні рішення були використані для перетворення рівняння (3.1). У результаті було отримано систему алгебраїчних рівнянь, що дало можливість визначити значення коефіцієнтів біля змінних « r » і « z ». Ці коефіцієнти виявилися не постійними значеннями, а змінними – такими, що залежать від гідродинамічних умов, за яких рідина витікає з отвору, а також від геометричних розмірів отвору:

$$A_1 = f_1(\rho, r_s, v, v_{z0}, p_0, p_1); \quad (3.4)$$

$$A_2 = f_2(r_s, A_1, \rho, A_3, v, p_1, p_0); \quad (3.5)$$

$$A_3 = f_3(A_1, \rho, r_s, v, p_1, p_0), \quad (3.6)$$

де ρ – густина рідини (плаву);

r_s – радіус струменя;

ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості розплаву;

V_{z0} – швидкість рідкого струменя в отворі корзини гранулятора;

p_0, p_1 – відповідно тиск у навколишньому середовищі і початковий тиск струменя в отворі.

Отримані рівняння виявилися громіздкими, але дозволяють проаналізувати зміну поведінки струменя в залежності від основних факторів, що впливають на таку поведінку.

У цілому ж, отримані математичні вирази для обчислення швидкості в струмені, через їх громіздкість, складно описувати і у журналі. Заміщення значень вихідних даних у рівняннях (3.2)–(3.6) для розрахунку цих швидкостей, давало можливість отримати графічні залежності їх зміни по осі струменя і наочно продемонструвати результати чисельних розрахунків.

Основний інтерес представляє аналіз поведінки радіального компоненту швидкості рідини. Припускаємо, що саме збільшення значення цієї швидкості до критичного значення є причиною подолання сил поверхневого натягу, що призводить до руйнування струменя і утворення крапель.

Для радіальної складової швидкості рідини розглянемо її поведінку по радіусу струменя. Для наочності розрахуємо параметри витікання струменя з отвору, які перераховані вище. Виберемо три радіуси всередині струменя $r_1 = 0,55$ мм, $r_2 = 0,35$ мм, $r_3 = 0,15$ мм:

$$V_{r1} = 3.273194163 \cdot 10^{43} \times \left(\begin{array}{l} -2.32755800 \cdot 10^{-33} \cdot z^2 - 7.7792400 \cdot 10^{-38} \cdot z + 1.8439630 \cdot 10^{-31} \cdot z^3 + \\ + 1.436764 \cdot 10^{-27} \cdot z^4 + 9.6724 \cdot 10^{-25} \cdot z^5 + 3.520432 \cdot 10^{-40} \end{array} \right); \quad (3.7)$$

$$V_{r2} = 9.453956745 \cdot 10^{43} \times \left(\begin{array}{l} -5.1218200 \cdot 10^{-34} \cdot z^2 - 1.71396000 \cdot 10^{-38} \cdot z + 6.644600 \cdot 10^{-33} \cdot z^3 + \\ + 3.161618 \cdot 10^{-28} \cdot z^4 + 2.1253 \cdot 10^{-25} \cdot z^5 + 3.13711 \cdot 10^{-41} \end{array} \right); \quad (3.8)$$

$$V_{r3} = 5.400219324 \cdot 10^{42} \times \left(\begin{array}{l} -3.84017600 \cdot 10^{-33} \cdot z^2 - 1.285956000 \cdot 10^{-37} \cdot z + 1.6796500 \cdot 10^{-33} \cdot z^3 + \\ + 2.3704792 \cdot 10^{-27} \cdot z^4 + 1.59252 \cdot 10^{-24} \cdot z^5 + 4.320198 \cdot 10^{-41} \end{array} \right). \quad (3.9)$$

Для більшої ясності і аналізу краще представити результат у вигляді графічної залежності (рис. 3.3)

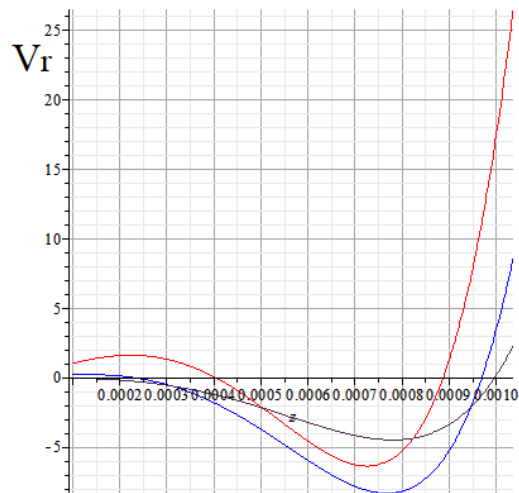


Рисунок 3.3 – Графіки зміни радіальної швидкості рідини у струмені на радіусі r по осі струменя:

червона лінія – $r_1=0,55$ мм; синя лінія – $r_2=0,35$ мм; фіолетова лінія – $r_3=0,15$ мм

Із отриманих графічних залежностей видно що у струмені, навіть при постійній величині тиску, в рідині виникають власні поперечні коливання (зміна величини радіальної складової швидкості). Величина радіальної швидкості в перерізі збільшується від центру струменя до периферії. Такі зміни радіальної швидкості повинні привести до руйнування струменя і утворення крапель. Це підтверджується і дослідженнями інших авторів [82, 362].

Значний практичний інтерес становить визначення відстані від отвору до місця, де радіальна швидкість досягає величини достатньої для подолання поверхневого натягу і руйнування струменя. Тут відбувається розрив струменя і формування краплі. Відірвана частина струменя рідини, з форми близької до циліндричної, перетворюється у сферичну краплю, яка в процесі кристалізації

перетворюється в гранулу. Важливо визначити розмір цієї краплі для подальшого розрахунку процесу кристалізації.

Рівняння теорії струменів розглядалися з точки зору вирішення нестационарної задачі. Такий підхід необхідний, щоб отримати рішення, на основі якого можна було б визначити характер впливу на струмінь рідини вібраційних коливань. Створення грануляторів із використанням впливу вібрацій на струмені рідини дозволяє отримувати найбільш кращий однорідний склад гранул одного розміру (показник монодисперсності).

Рівняння руху рідини при нестационарному режимі має вигляд:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial z} V_z(r, z) + \frac{V_r(r, z, \tau) + r \left(\frac{\partial}{\partial r} \cdot V_r(r, z, \tau) \right)}{r} &= 0; \\ \frac{\partial}{\partial \tau} V_r(r, z, \tau) &= -\frac{\partial P(r, z, \tau)}{\partial r} + \varepsilon \left(\frac{\frac{\partial^2}{\partial z^2} V_r(r, z, \tau) + \frac{2 \left(\frac{\partial}{\partial r} \cdot V_r(r, z, \tau) \right) + r \left(\frac{\partial^2}{\partial r^2} \cdot V_r(r, z, \tau) \right)}{r}}{V_r(r, z, \tau) + r \left(\frac{d}{dr} V_r(r, z, \tau) \right)} \right); \\ \frac{\partial}{\partial \tau} V_z(r, z, \tau) &= -\frac{\partial P(r, z, \tau)}{\partial z} + \varepsilon \left(\frac{\frac{\partial^2}{\partial z^2} V_r(r, z, \tau) + \frac{\frac{\partial}{\partial r} \cdot V_z(r, z, \tau) + r \left(\frac{\partial^2}{\partial r^2} \cdot V_r(r, z, \tau) \right)}{r}}{\right)}. \end{aligned} \quad (3.10)$$

Для вирішення даної системи рівнянь використовуємо метод, у результаті якого отримуємо рішення у вигляді поліномів:

$$\begin{aligned} P(r, z, t) &= C_{12} + \rho(-C_9 + 4\varepsilon \cdot C_8) \cdot z + C_{11} + F_{9(\tau)}; \\ V_r(r, z, t) &= C_2 \cdot r + \frac{C_3}{\rho}; \\ V_z(r, z, t) &= C_6 + C_7 \cdot \ln(r) + C_8 \cdot r^2 - 2C_2 \cdot z + C_5 + C_9 \cdot \tau + C_{10}. \end{aligned} \quad (3.11)$$

Для знаходження коефіцієнтів, які входять до складу отриманих рівнянь, використовуємо такі обґрунтовані початкові і граничні умови. Використовуємо відоме твердження що струмінь не буде руйнуватися поки лапласовий тиск (від сил поверхневого натягу) буде більше тиску, який створює радіальна швидкість в рідині. Тоді можна записати математичний вираз:

$$\frac{2\sigma}{rs} = \frac{1}{2} \rho C_3^2 r^2. \quad (3.12)$$

Якщо використовувати математичний вираз для визначення радіальної складової швидкості, яка виходить в результаті визначення коефіцієнтів «А» у рівнянні (3.2), то можна визначити відстань від отвору до місця розташування ділянки по осі струменя, при якому радіальна складова швидкості V_r досягає значення, достатнього для руйнування струменя і початку появи крапель. Знаючи ці дані, можна визначити передбачуваний розмір рідких крапель.

Розв'язання системи рівнянь (3.11) в математичному виразі для визначення радіальної швидкості V_r з часом не містить значення змінної. Це дозволяє прирівняти математичні вирази для визначення радіальної швидкості, яка виходить при розв'язанні системи рівнянь (3.1) і математичного виразу, який виходить при розв'язці системи рівнянь (3.8). Потім можна визначити відстань по осі струменя від отвору, при якому значення радіальної швидкості досягає свого критичного значення за величиною і відбувається розпад струменя, до потрібної критичної ділянки струменя.

Для уточнення наведемо приклад з розрахунками. Визначимо діаметр рідких крапель, які отримуються при гідродинамічних і геометричних умовах. Із рівняння (3.12) визначаємо значення C_3 і замінюємо його у виразі для визначення радіальної швидкості (3.11). Приймаємо коефіцієнт поверхневого натягу води при 20°C і також припускаючи, що струмінь розпадається на короткій відстані від отвору і радіус струменя дещо відрізняється від радіуса отвору. Також передбачаємо, що руйнування струменя відбудеться, якщо

критичне значення радіальної швидкості буде досягнуто практично по всьому перетину струменя. Для цих умов вибираємо радіус струменя, близький до його осі. Потім цей вираз для $V_{r,z}$ з рівнянь (3.7)–(3.9) задається у наступній формі:

$$5.400219324 \cdot 10^{42} \times \left(\begin{array}{l} -3.840176000 \cdot 10^{-33} \cdot z^2 - 1.285956000 \cdot 10^{-37} \cdot z + 1.679620000 \cdot \\ \cdot 10^{-33} \cdot z^3 + 2.370479200 \cdot 10^{-27} \cdot z^4 + 1.592530000 \cdot \\ \cdot 10^{-24} \cdot z^5 + 4.320198000 \cdot 10^{-41} \end{array} \right) = \quad (3.13)$$

$$= 0.6928203232$$

Розв'язуючи рівняння (3.13), отримуємо 6 коренів. П'ять рішень знаходяться в області уявних або негативних чисел. В області дійсних чисел лежить лише одне значення, яке ми і вибираємо: $z = 0.001008913651$.

Визначивши об'єм циліндричної частини струменя, який «відсікає» перетин з критичною величиною радіальної швидкості, визначаємо передбачуваний діаметр краплі рідини, яка формується з цього об'єму.

Для зазначеного прикладу розрахунку величина передбачуваного діаметра краплі буде дорівнює 1,3 мм, який трохи більше діаметра отвору, що відповідає експериментальним даним інших авторів.

3.3 Вплив режимно-технологічних параметрів на механізм гранулоутворення в тарілчастому грануляторі

За результатами проведених експериментальних досліджень були виявлені режими роботи лабораторної установки для гранулювання карбаміду з висококонцентрованого плаву. Експериментально встановлено, що зниження температури шару нижче 100°C погіршує якість продукції, викликає агломерацію дрібних частинок, а також отримані гранули мають суттєві відхилення від сферичної форми (рис. 3.4).

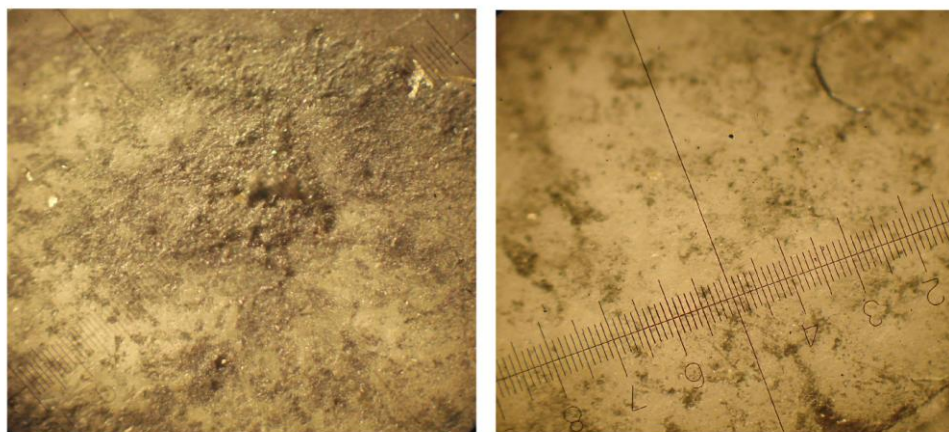
*a**б*

Рисунок 3.4 – Зрізи гранул карбаміду, що одержані при відповідному температурному режимі шару: *a* – 95–100 °С; *б* – 115–120 °С

Загалом, процес гранулювання карбаміду в лабораторних умовах має раціональні режимно-технологічні параметри. Робочі границі зміни кута нахилу тарілки становлять 30–60° при висоті борта 100 мм. Оптимальний кут нахилу тарілки при отриманні гранул карбаміду становить 45°, а температура його плаву при розпиленні 134–140°С. Для гідравлічної форсунки оптимальний факел розпилення $\beta=65^\circ$ при тиску в ємності 0,07–0,09 МПа.

Таблиця 3.1 – Характеристика плава карбаміду [261]

Параметр	Значення
Температура, °С	134–140
Концентрація, %	92–99,9
Температура плавлення (при атмосферному тиску), °С	132,7
Густина, кг/м ³	1220–1227
Теплота плавлення, кДж/кг	241,6
Теплопровідність, Вт/(м·К)	0,413
Динамічна в'язкість, мПа·с	2,58

Також велику роль в отриманні товарної фракції відіграє місце подачі плаву на тарілку гранулятора (рис. 3.5).

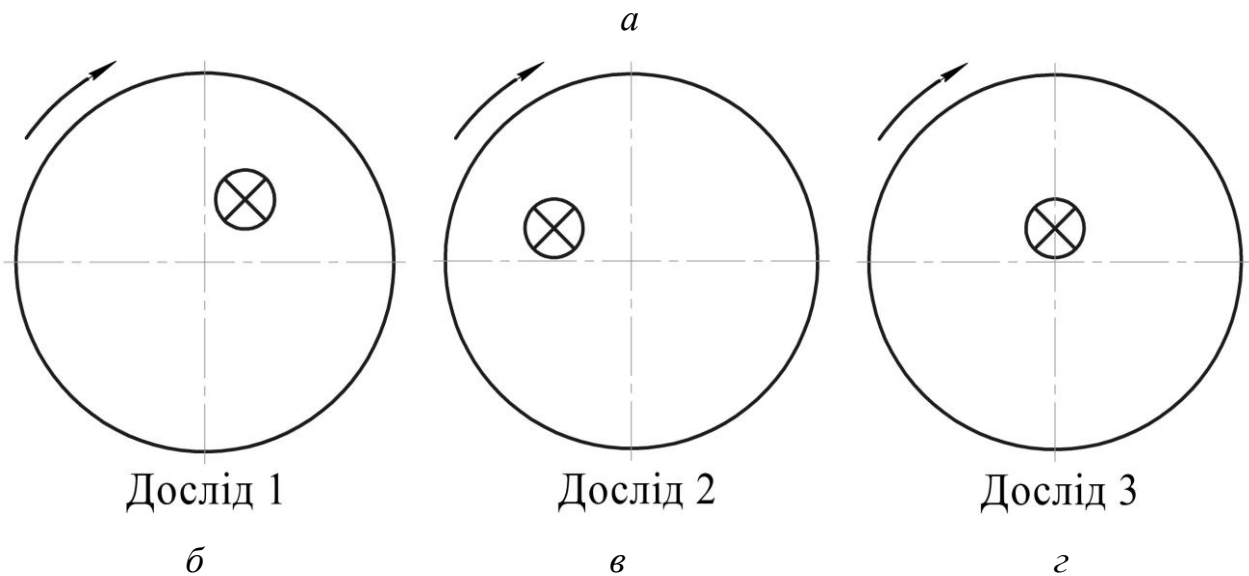
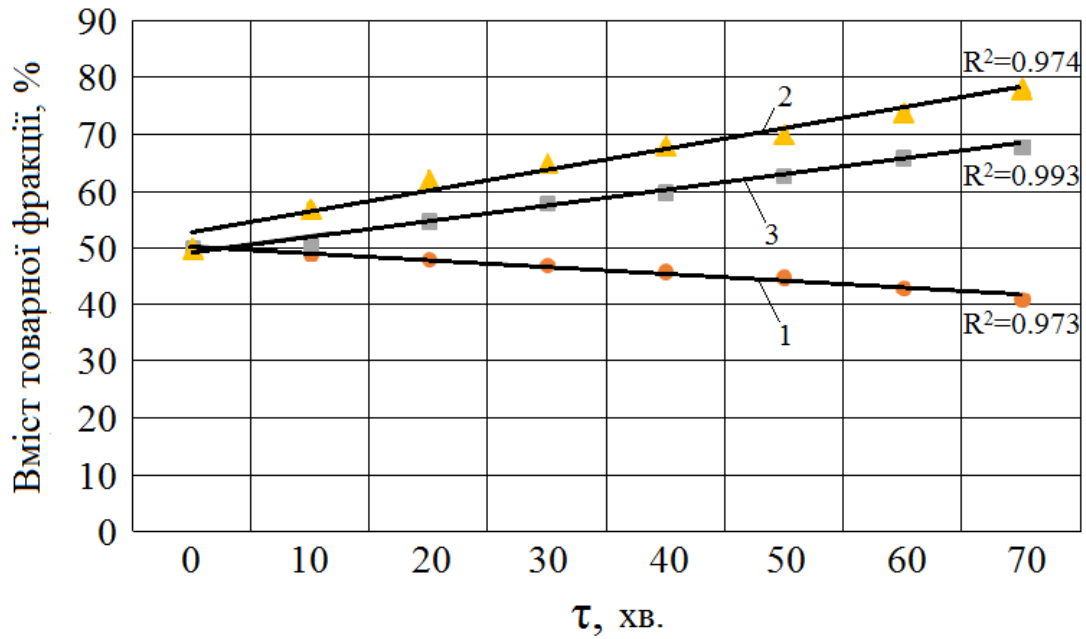


Рисунок 3.5 – Залежність вмісту товарної фракції у гранульованому продукті від часу процесу при різних способах подачі плава: *а* – графік залежності вмісту товарної фракції від часу; лінія 1 – за умов подачі плава у правий верхній сектор тарілки; лінія 2 – за умов подачі плава у лівий верхній сектор тарілки; лінія 3 – за умов подачі плава у центральний сектор тарілки; *б* – схема подачі плава у правий верхній сектор тарілки; *в* – схема подачі плава у лівий верхній сектор тарілки; *г* – схема подачі плава у центральний сектор тарілки

Місцезнаходження зони розпилення плаву відносно площини тарілки зумовлює гранулометричний склад гранульованого продукту. Із графічної

залежності (рис. 3.5) витікає, що більший вміст товарної фракції у готовому продукті спостерігається при зрошенні плавом шару, який піднімається, у лівому секторі верхньої частини тарілки (дослід 2, рис. 3.5). Це обумовлюється більш значною довжиною траєкторії руху гранул (у порівнянні з дослідом 1 та 3, рис. 3.5) за рахунок дії на них сил тертя кочення, що обумовлює більш тривале нашарування матеріалу по поверхні гранул і послідує їх зміцнення.

Слід зауважити, що представлені результати досліджень було отримано на експериментальній установці з діаметром тарілки до 1 м. Тому рівномірність зрошування плавом шару матеріалу та температурного режиму шару підтримувались певною конструкцією форсунки та радіаційним нагрівачем. Технічні параметри цих елементів задовольняли умовам експерименту, а саме покриття плавом поверхні шару та локальної дії нагрівача, теплової енергії якого було достатньо для розігріву шару на поверхні тарілки. Але при масштабному переході до більших діаметрів тарілки у промислових умовах, виробникам слід зважити це і можливо передбачити інші конструктивні підходи, із використанням декількох (чи іншого типу) форсунок та інших джерел і пристроїв теплової енергії.

3.4 Вплив температури на формування пористої структури оболонки гранули

3.4.1 Теоретичні закономірності температурного профілю в двошаровій гранулі

Двошарова гранула з органічною оболонкою являє собою тверде ядро, то є первинна гранула азотних добрив – амміачну селітру або карбамід. На ядро, в процесі гранулювання у стані псевдозрідження, наноситься шар води органічного походження, наприклад курячий послід. У процесі теплового сушіння зовнішньої оболонки гранула отримує пористу оболонку певної

структури. Пористість оболонки (розмір пор, форма їх поверхні і характер) залежить від температури газового потоку і тривалості прогрівання гранул.

Процес теплопереносу всередині гранули, допускаючи її шароподібну форму, описується диференціальним рівнянням теплопроводності Фур'є:

$$\frac{\partial t(r, \tau)}{\partial \tau} = a_T \left(\frac{\partial^2 t(r, \tau)}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial t(r, \tau)}{\partial r} \right), \quad (3.14)$$

де $t(r, \tau)$ – температура частинки у точці з поточним радіусом r з плином часу, °C;

r – поточний радіус частинки, м;

a_T – коефіцієнт температуропровідності матеріалу частинки, м²/с;

τ – час прогрівання частинки, с.

Відоме розв'язання рівняння (3.14) при:

початкових умовах (начальний розподіл температури по об'єму гранули вважається рівномірним)

$$\tau > \tau_0, 0 < r < R, t(r, \tau_0) = f(r); \quad (3.15)$$

умовах симетрії:

$$t(0, \tau) \neq \infty; \frac{\partial t(0, \tau)}{\partial r} = 0, \quad (3.16)$$

та граничних умов 3-го роду, що передбачають рівність потоків тепла від газу до поверхні гранули і від неї в середині ядра:

$$\lambda_T \frac{\partial t(r, \tau)}{\partial r} = \alpha [t(r, \tau) - t_c], \quad (3.17)$$

має такий вигляд:

$$\frac{t_c - t(r, \tau)}{t_c - t_n} = \sum_{n=1}^{\infty} A_n \frac{\sin(\mu_n \frac{r}{R})}{\mu_n \frac{r}{R}} \exp(-\mu_n^2 \cdot Fo), \quad (3.18)$$

де t_n – початкова температура частинки, °С;

t_c – температура газового середовища, °С;

R – зовнішній радіус частинки, м;

Fo – критерій Фур'є;

A_n, μ_n – постійна та корень рівняння; $A_1 = f(Bi)$; $\mu_1 = f(Bi)$;

Bi – критерій Біо;

α – коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м²·К);

λ_T – коефіцієнт теплопровідності матеріалу частинки, Вт/(м·К).

Оскільки процес прогрівання гранули в процесі гранулювання є досить тривалим ($Fo \geq 0,3$), нескінченний ряд у рівнянні (3.18) швидко сходиться і можна обмежитися лише першим членом ряду ($n = 1$) у цьому рівнянні.

Тоді рівняння (3.18) набуде вигляду:

$$\frac{t_c - t(r, \tau)}{t_c - t_n} = A_1 \frac{\sin(\mu_1 \frac{r}{R})}{\mu_1 \frac{r}{R}} \exp(-\mu_1^2 \cdot Fo). \quad (3.19)$$

Рівняння (3.19) дозволяє визначати температурний профіль радіусу гранули при її нагріванні газом від поверхні до її центру. Тоді з рівняння (3.19) температура гранули за її поточним радіусом становитиме:

$$t(r, \tau) = t_c - (t_c - t_n) A_1 \frac{\sin(\mu_1 \frac{r}{R})}{\mu_1 \frac{r}{R}} \exp(-\mu_1^2 Fo). \quad (3.20)$$

Оскільки гранули мають незначні розміри, в межах 1–4 мм, для визначення температурного профілю достатньо визначити температуру на поверхні гранули, в центрі гранули і середньоінтегральну за об'ємом гранули.

У першому випадку, вважаючи $r = R$ (поверхня гранули) з рівняння (3.20) отримуємо вираз визначення температури на поверхні гранули

$$t_{II}(r, \tau) = t_c - (t_c - t_n) A_1 \frac{\sin \mu_1}{\mu_1} \exp(-\mu_1^2 Fo). \quad (3.21)$$

У другому випадку, вважаючи $r \rightarrow 0$ (центр гранули) з рівняння (3.20) одержуємо вираз для визначення температури в центрі гранули:

$$t_{II}(r, \tau) = t_c - (t_c - t_n) A_1 \exp(-\mu_1^2 Fo). \quad (3.22)$$

Використовуючи формулу для середньоінтегральної за об'ємом гранули температури:

$$t_{cep}(\tau) = \frac{3}{R^3} \int_0^R r^2 \cdot t(r, \tau) dr \quad (3.23)$$

у третьому випадку отримуємо вираз визначення середньооб'ємної температури гранули:

$$t_{CEP}(r, \tau) = t_c - (t_c - t_n) \frac{6A_2}{\mu_1^2} \exp(-\mu_1^2 Fo), \quad (3.24)$$

де A_2 – стала рівняння.

3.4.2 Вплив пористої структури оболонки на характер теплопровідності

Швидкість процесу нагрівання гранул i , відповідно, темп зміни температурного профілю за рівнянням (3.20), визначається також величиною коефіцієнта теплопровідності матеріалу гранули. Даний параметр входить у критерій Біо та у критерій Фур'є через коефіцієнт теплопровідності.

Важливо уявляти якісну картину залежності коефіцієнта теплопровідності матеріалу гранули від структурної характеристики пористої оболонки. Схема структури двошарової гранули «тверде ядро – пориста оболонка» передбачає, що тверде ядро займає 70 % об'єму гранули, а пористий шар – 30 %. Виходячи з представленої структури двошарової гранули, розуміємо, що теплопровідність матеріалу гранули буде не однакою: у пористій оболонці коефіцієнт теплопровідності буде менше аналогічного в твердому ядрі, оскільки в пористому шарі перенесення тепла теплопровідністю слабшатиме за рахунок наявності пор, заповнених газом. Тобто в пористій оболонці результуючий коефіцієнт теплопровідності завжди менший за відповідний коефіцієнт у суцільному твердому тілі. Цей факт обумовлений наступними причинами:

1) частина простору зовнішнього шару покрита газовими порами, теплопровідність газу в яких на порядок нижче коефіцієнта теплопровідності суцільного тіла. Тому тепловий потік, віднесений до одиниці площі поперечного перерізу пористої оболонки, становить певну частку потоку, який переносився б за відсутності пор в оболонці. Ця частка дорівнює частці вільного перерізу всієї кількості пор, тобто пористості шару ε ;

2) внаслідок неправильної геометричної форми пор, а саме у вигляді каналів, які то звужуються, то розширюються за перерізом, виникає додатковий опір перенесення тепла теплопровідністю;

3) звивистість пористих каналів подовжує шлях перенесення тепла теплопровідністю через газовий прошарок;

4) чим менший розмір пор, тим більша кількість пор в одиниці об'єму гранули за тієї ж загальної пористості. Це зменшує величину коефіцієнта теплопровідності.

Враховуючи викладене, модифікований коефіцієнт «стисненої» теплопровідності через пористий шар дорівнює:

$$\lambda_{CT} = \frac{\lambda_E}{k_\phi \cdot k_I \cdot k_P}, \quad (3.25)$$

де λ_E – ефективний коефіцієнт теплопровідності, що залежить від пористості шару ε , $\lambda_E = f(\varepsilon)$, $0 < \varepsilon < 1$;

k_ϕ – коефіцієнт форми часу;

k_I – коефіцієнт звивистості пор;

k_P – коефіцієнт розміру пор.

Коефіцієнт теплопровідності пористого шару є деякою ефективною величиною, проміжною між коефіцієнтом теплопровідності твердого ядра гранули і коефіцієнтом теплопровідності газу, що міститься в порах.

Виходимо зі спрощеної моделі Кришера, згідно з якою пористе тіло в розрізі являє собою шари твердого тіла, що чергуються, і газових прошарків. У цьому випадку тепловий потік рухається як паралельно до шарів, так і перпендикулярно їм.

У першому випадку маємо:

$$\lambda_\ominus = (1 - \varepsilon)\lambda_T + \varepsilon\lambda_G. \quad (3.26)$$

У другому випадку маємо:

$$\lambda_E = \frac{\lambda_T \cdot \lambda_G}{(1 - \varepsilon)\lambda_T + \varepsilon\lambda_G}, \quad (3.27)$$

де λ_T, λ_G – відповідно теплопровідності матеріалу гранули та газу в порах, Вт/м·К.

Тоді усереднена величина ефективного коефіцієнта теплопровідності дорівнює:

$$\lambda_E = \frac{0,5 \left[(1-\varepsilon) \lambda_T + \varepsilon \lambda_G \right] \left[(1-\varepsilon) \lambda_G + \varepsilon \lambda_T \right] + \lambda_T \lambda_G}{(1-\varepsilon) \lambda_T + \varepsilon \lambda_G}. \quad (3.28)$$

Аналізуючи рівняння (3.26)–(3.28) бачимо, що зі збільшенням пористості шару, величина коефіцієнта теплопровідності зменшується. Інтерес представляє з'ясування самого характеру та темпу цього зменшення, оскільки теплопровідність твердого скелета гранули в десятки разів перевищує теплопровідність газу всередині пор. Наприклад, мінеральні тверді складові частини гранул мають теплопровідність у межах 0,15–0,45 Вт/м²·К, а теплопровідність повітря при 0°С становить 0,024 Вт/м²·К. Теплопровідність повітря теоретично є нижньою межею теплопровідності пористого шару. До цієї межі можуть наближатися значення коефіцієнта теплопровідності в тому випадку, коли перенесення тепла в гранулі зведений до мінімуму через наявність лише точкових контактів між ділянками твердого скелета, що стикаються, тобто в шарі з великою пористістю. Дані точкові контакти мають значний термічний опір перенесення тепла. Вплив основного твердого скелета позначається незначним чином. Тільки при малій пористості вплив безперервного контакту може бути визначальним, оскільки значна частина теплового потоку, що переноситься всередині гранули, припадатиме на частку твердих складових її частин.

Таким чином, враховуючи зазначені особливості, слід результувати, що величини коефіцієнтів k_Φ, k_I, k_P , що входять до рівняння (3.24), повинні бути більше 1.

Рівняння (3.25) і (3.28) застосовуються при визначенні температури поверхні двошарової гранули за рівнянням (3.21) та температурного профілю в

межах $0,7 \cdot R < r < R$ за рівнянням (3.20). При визначенні температури в центрі гранули за рівнянням (3.22), температурного профілю при $r < 0,7 \cdot R$ за рівнянням (3.20) враховується величина теплопровідності твердої складової гранули λ_T . При визначенні середньооб'ємної температури двошарової гранули за рівнянням (3.24) слід враховувати приведений коефіцієнт теплопровідності згідно рівняння:

$$\lambda_{\text{ПР}} = 0,7\lambda_T + 0,3\lambda_E. \quad (3.29)$$

Результати математичного моделювання отримані порівняно для суцільної гранули при пористості $\varepsilon=0$ та пористої гранули при значеннях $0,1 \leq \varepsilon \leq 0,7$.

На графіку (рис. 3.6) представлено залежність $S_y = f(d_{\text{П}})$, згідно з рівнянням:

$$S_y = \frac{2\varepsilon}{d_{\text{П}} \cdot \rho_T}, \quad (3.30)$$

де S_y – сумарна питома поверхня пор, $\text{м}^2/\text{кг}$;

ε – пористість гранули; $0 < \varepsilon < 1$;

$d_{\text{П}}$ – еквівалентний розмір пори, м;

ρ_T – щільність матеріалу гранули, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Графіки залежності $S_y = f(d_{\text{П}})$ показують однозначний зв'язок питомої поверхні пор зі своїми розмірами і величиною пористості гранули. При питомій поверхні пор у діапазоні $(100-1000) \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{кг}$ і при $\varepsilon = 0,1-0,7$ маємо мікропори розміром $d_{\text{П}} = 0,2-10 \text{ нм}$. При зниженні величини питомої поверхні пор менше за $10 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2/\text{кг}$ і при $\varepsilon > 0,5-0,7$ маємо проміжні пори (мезопори) розміром $d_{\text{П}} = 50-100 \text{ нм}$ і підходимо до початкової межі існування макропор розміром $d_{\text{П}} > 100 \text{ нм}$.

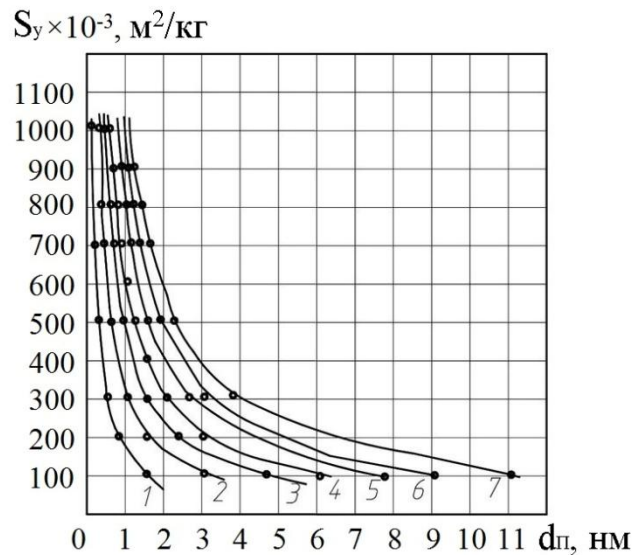


Рисунок 3.6 – Залежність питомої поверхні пор від розміру пор:
 1 – $\varepsilon = 0,1$; 2 – $\varepsilon = 0,2$; 3 – $\varepsilon = 0,3$; 4 – $\varepsilon = 0,4$; 5 – $\varepsilon = 0,5$; 6 – $\varepsilon = 0,6$; 7 – $\varepsilon = 0,7$

Середньооб'ємна температура нагрівання гранули до певної температури визначається як:

$$t = t_c - (t_c - t_n) \frac{6A_2}{\mu_1^2} \exp\left(-\mu_1^2 \frac{\lambda_E \cdot \tau}{c \cdot \rho \cdot R^2}\right), \quad (3.31)$$

а час нагрівання гранули:

$$\tau_H = \frac{R^2 \cdot c \cdot \rho}{\lambda_E \cdot \mu_1^2} \ln \left[\frac{6A_2}{\mu_1^2 \left(\frac{t_c - t}{t_c - t_n} \right)} \right], \quad (3.32)$$

де c – теплоємність гранули, Дж/(кг·К);

ρ – щільність гранули, кг/м³.

Залежність $\tau_H = f(\varepsilon)$ показує різке збільшення часу нагріву гранули (в 2 рази) при переході від суцільної гранули ($\varepsilon = 0$) до гранули з початковою пористістю ($\varepsilon = 0,1$), далі поступове збільшення часу нагріву при пористості

гранули в межах $0,1 < \varepsilon < 0,3$ і подальше швидке збільшення часу нагрівання гранули при пористості в межах $0,3 < \varepsilon < 0,6$. Останнє спричинене значним зменшенням ділянок твердого скелета гранули, які мають менший опір процесу теплопровідності. Це доводиться характером кривих залежності $t = f(\tau)$ (рис. 3.7) при нагріванні гранул у газовому середовищі з початковою температурою 65°C .

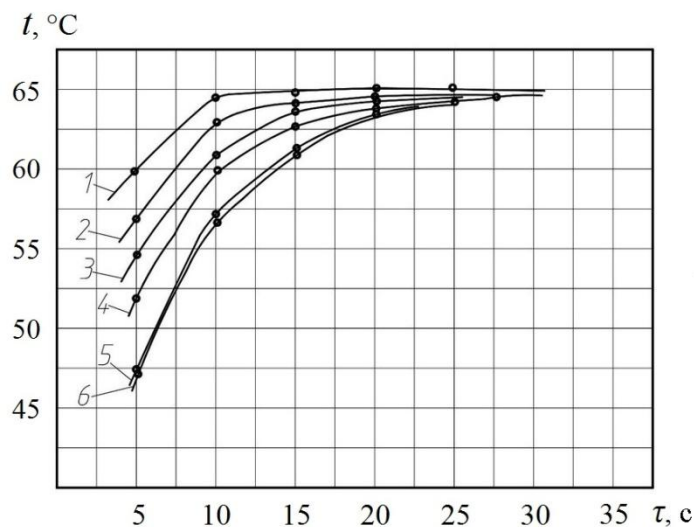


Рисунок 3.7 – Залежність температури нагрівання гранули від часу:

1 – $\varepsilon = 0,1$; 2 – $\varepsilon = 0,2$; 3 – $\varepsilon = 0,3$; 4 – $\varepsilon = 0,4$; 5 – $\varepsilon = 0,5$; 6 – $\varepsilon = 0,6$

3.5 Основні закономірності процесу гранулювання (капсулювання) гранул мінеральних добрив в апараті псевдозрідженого шару

3.5.1 Математична модель кінетики формування оболонки при гранулюванні (капсулюванні) гранул

Прийнято, що збільшення маси на поверхні сферичної гранули ретуря відбувається за рахунок утворення плівки плаву (оболонки), яка потім кристалізується при тепловій чи холодній грануляції. Також збільшення маси гранули відбувається за рахунок приєднання дрібних частинок ретуря до поверхні гранули (рис. 3.8).

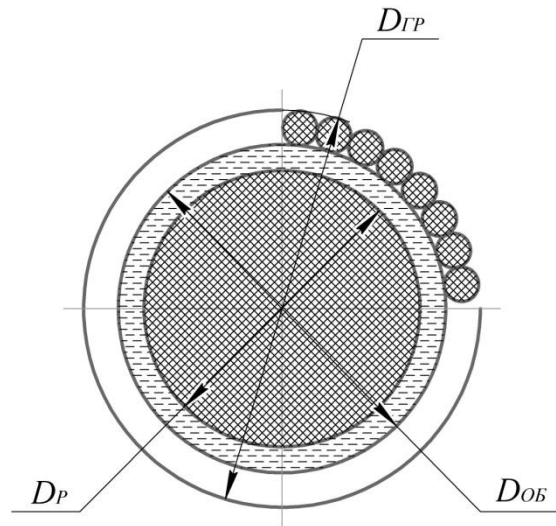


Рисунок 3.8 – Схема укрупнення гранули:

D_p , $D_{об}$, $D_{зр}$ – відповідно діаметри отриманої гранули з плавом, гранули ретуру та кінцевий діаметр отримуваної гранули

Даний процес можна виразити наступним диференціальним рівнянням:

$$dM = (G_{пл} \cdot x_{мс} + G_q) d\tau = (G_0 + G_q) d\tau, \quad (3.33)$$

де dM – приріст маси, кг;

$G_{пл}$ – масова витрата плаву, кг/с;

G_q – маса дрібних частинок, які закріплюються на вологій поверхні частинок ретура за 1 с, кг/с;

$x_{мс}$ – масова доля сухої речовини (у випадку подачі суспензії), кг/кг;

G_0 – витрата матеріалу оболонки, кг/с;

τ – час, с.

Прирощена маса гранули за рахунок оболонки:

$$M_{об} = \rho_{об} \cdot V_{об} = \rho_{об} \cdot (V_{зр} - V_{об}) = \rho_{об} \cdot n_p \cdot \frac{\pi}{6} \cdot (D_{об}^3 - D_p^3), \quad (3.34)$$

де V_{zp} , $V_{об}$ – об'єми відповідно отриманої гранули та прирощеної оболонки, м³;

$D_{об}$, D_p – діаметри відповідно отриманої гранули з оболонкою та гранули ретура, м;

n – кількість частинок ретуру в шарі;

$\rho_{об}$ – щільність матеріалу оболонки, кг/м³.

На довжині кола (гранула) розміщуються дрібні частинки діаметром d_q у кількості n :

$$n_q = \frac{\pi \cdot D_{zp}}{d_q} = \frac{\pi \cdot (D_p + d_q)}{d_q}, \quad (3.35)$$

де D_{zp} , d_q – діаметри відповідно дорощеної гранули та дрібних частинок ретура, м.

У свою чергу, кількість частинок ретуру:

$$n_p = \frac{M_p}{\rho_p \cdot V_{ш} \cdot k_v \cdot (1 - \varepsilon_{ш})}, \quad (3.36)$$

де M_p – маса ретуру, кг;

$V_{ш}$ – об'єм шару матеріалу, м³;

k_v – коефіцієнт заповнення робочого об'єму;

ε – порізність шару матеріалу.

Тоді діаметр отриманої гранули дорівнює:

$$D_{zp} = \frac{\left[\rho_{об} \cdot \frac{M_p}{\rho_p \cdot V_{ш} \cdot k_v \cdot (1 - \varepsilon_{ш})} \cdot \pi \cdot (D_{об}^3 - D_p^3) - 6 \cdot G_0 \cdot \tau \right]}{\rho_p \cdot \pi^2 \cdot d_q^2}. \quad (3.37)$$

Виразивши товщину оболонки як різницю діаметрів гранули, після математичних перетворень, отримаємо залежність, яка дозволяє спрогнозувати значення товщини оболонки (шару) у будь-який момент часу:

$$\delta = \frac{1}{2} \sqrt[3]{\frac{D_p^3 \cdot \rho_{zp} \cdot g_0 \cdot \tau}{\rho_{об}} + D_p^3} - D_p = \frac{D_p}{2} \cdot \left(\sqrt[3]{g_0 \cdot \frac{\rho_{zp}}{\rho_{об}} \cdot \tau + 1} - 1 \right). \quad (3.38)$$

З рівняння (3.38) отримуємо вираз для визначення питомої витрати суспензії в залежності від прирощеного шару та часу обробки гранул у грануляторі:

$$g_0 = \frac{2 \cdot \delta^3 \cdot \rho_{ш}}{\rho_{zp} \cdot D_p^3 \cdot \tau}. \quad (3.39)$$

Рівняння (3.38) та (3.39) справедливі лише для одноступеневих грануляторів псевдозрідженого шару. Для багатоступеневих грануляторів дані рівняння розписуються, згідно з осередковою моделлю, для кожного ступеня у вигляді таких рівнянь:

$$\left\{ \begin{array}{l} \delta_1 = \frac{D_p}{2} \cdot \left(\sqrt[3]{g_{01} \cdot \frac{\rho_{zp}}{\rho_{об}} \cdot \tau_1 + 1} - 1 \right); \\ \delta_2 = \frac{(D_p + 2\delta_1)}{2} \cdot \left(\sqrt[3]{g_{02} \cdot \frac{\rho_{zp}}{\rho_{об}} \cdot \tau_2 + 1} - 1 \right); \\ \delta_3 = \frac{(D_p + 2\delta_1 + 2\delta_2)}{2} \cdot \left(\sqrt[3]{g_{03} \cdot \frac{\rho_{zp}}{\rho_{об}} \cdot \tau_3 + 1} - 1 \right); \\ \delta_n = \frac{(D_p + 2\delta_1 + 2\delta_2 + 2\delta_n)}{2} \cdot \left(\sqrt[3]{g_{0n} \cdot \frac{\rho_{zp}}{\rho_{об}} \cdot \tau_n + 1} - 1 \right). \end{array} \right. \quad (3.40)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} g_{01} = \frac{2\delta_1^3 \cdot \rho_{об}}{\rho_{zp} \cdot D_p^3 \cdot \tau}; \\ g_{02} = \frac{2\delta_2^3 \cdot \rho_{об}}{\rho_{zp} \cdot (D_p + 2\sigma_1)^3 \cdot \tau}; \\ g_{03} = \frac{2\delta_3^3 \cdot \rho_{об}}{\rho_{zp} \cdot (D_p + 2\sigma_1 + 2\delta_2)^3 \cdot \tau}; \\ g_{0n} = \frac{2\delta_n^3 \cdot \rho_{об}}{\rho_{zp} \cdot (D_p + 2\sigma_1 + 2\delta_2 + 2\delta_n)^3 \cdot \tau}. \end{array} \right. \quad (3.41)$$

Аналіз отриманих залежностей (3.40) та (3.41) показує, що кінетика зростання гранул у завислом шарі залежить від початкового розміру частинок ретур, питомої витрати, густини суспензії та самих гранул, а також від часу нанесення покриття на поверхню гранули.

3.5.2 Результати аналітичних розрахунків за математичною моделлю

На рис. 3.9 представлена залежність товщини оболонки від часу процесу капсулювання гранул у псевдозрідженому шарі. Розрахунок проведено за рівнянням (3.38) при $g_0=2 \cdot 10^{-4}$ кг/(кг·с); $\rho_{zp}=1330$ кг/м³ (гранули карбаміду); $\rho_{об}=1100$ кг/м³ (суспензія курячого посліду); $D_p=2$ мм.

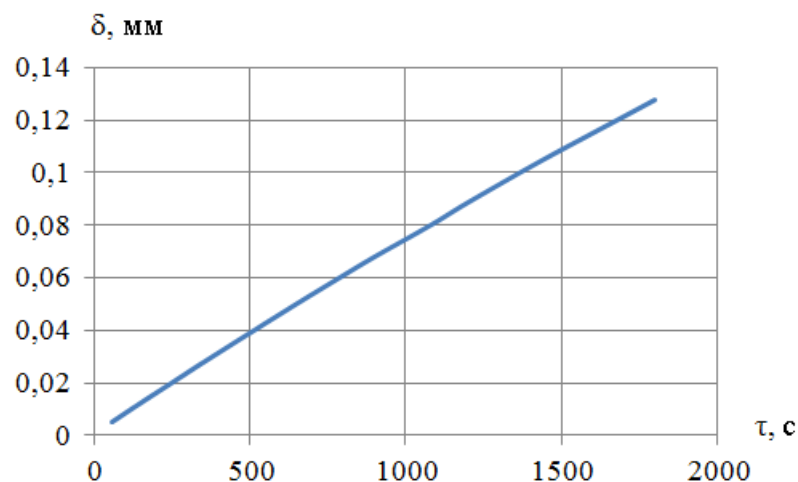


Рисунок 3.9 – Залежність товщини оболонки від часу процесу капсулювання

Залежність (рис. 3.9) показує монотонне збільшення товщини оболонки від часу обробки гранул у киплячому шарі в досліджуваному діапазоні. Тоді, виходячи із залежності (рис. 3.9), в одноступеневих грануляторах псевдозрідженого шару при капсулюванні гранул карбаміду із середнім діаметром 2 мм можуть бути отримані органо-мінеральні гранули з товщиною оболонки 0,019 мм та діаметром 2,04 мм. Відповідно, для двоступеневих – 0,04 мм та 2,08 мм, треступеневих – 0,055 мм та 2,1 мм. Тобто можна спрогнозувати вибір конструкції гранулятора з метою одержання готових гранул необхідного середнього діаметру.

Збільшення товщини оболонки обумовлено рівномірним розподілом рідкої фази на поверхні гранули при безперервному оновленні поверхні в умовах активної циркуляції частинок киплячому шарі. Слід зазначити, що середній час перебування частинок у шарі, який дорівнює часу обробки гранул у шарі, впливає на розмір гранул в умовах тільки періодичного процесу. Для безперервних процесів зазначений параметр не впливає на кінетику зростання гранул, оскільки гранули постійно виводяться із шару. Тобто характер залежності (рис. 3.9) характерний тільки для грануляторів киплячого шару, що працюють періодично.

У табл. 3.2 представлені результати розрахунків товщини оболонки за ступенями грануляції у багатоступеневому грануляторі псевдозрідженого шару за рівняннями (3.40).

Таблиця 3.2 – Товщина оболонки за ступенями грануляції

Ступінь грануляції	Питома витрата суспензії, кг/(кг·с)	Товщина оболонки, мм
Перша	$2 \cdot 10^{-4}$	0,028
	$3 \cdot 10^{-4}$	0,042
	$4 \cdot 10^{-4}$	0,055
Друга	$2 \cdot 10^{-4}$	0,029
	$4 \cdot 10^{-4}$	0,056
	$10 \cdot 10^{-4}$	0,132
Третя	$2 \cdot 10^{-4}$	0,030
	$20 \cdot 10^{-4}$	0,920

Дані табл. 3.2 демонструють, що за невеликих питомих витрат суспензії $(2-5) \cdot 10^{-4}$ кг/(кг·с) отримуємо незначний приріст товщини оболонки зі збільшенням числа ступенів гранулювання. Тобто, з метою дорощування гранул від вихідного діаметра 2 мм до готових гранул 2,5–4 мм, необхідно здійснювати процес у трьох- і більше ступеневих грануляторах псевдозрідженого шару. При цьому питома витрата суспензії складає $(10-20) \cdot 10^{-4}$ кг/(кг·с).

На рис. 3.10 представлена залежність, що показує, скільки потрібно подати суспензії органічної речовини в шар, щоб одержати гранули з певною товщиною оболонки. Розрахунок проведено за рівнянням (3.39) при $\rho_{gp} = 1330$ кг/м³ (гранули карбаміду); $\rho_{об} = 1100$ кг/м³ (суспензія курячого посліду); $D_p = 2$ мм та $\tau = 360$ с (6 хв.).

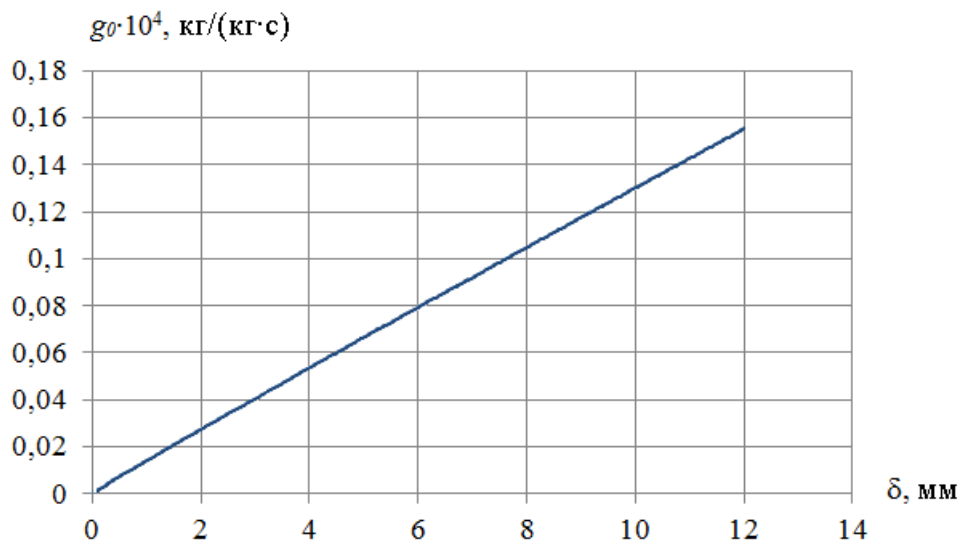


Рисунок 3.10 – Залежність товщини оболонки від питомої витрати суспензії

На рис. 3.11 представлена залежність товщини оболонки гранули від діаметра частинок ретур, що подається в псевдозріджений шар. Розрахунок проведено за рівнянням (3.38) при $g_0 = 2 \cdot 10^{-4}$ кг/(кг·с); $\rho_{gp} = 1330$ кг/м³ (гранули карбаміду); $\rho_{об} = 1100$ кг/м³ (суспензія курячого посліду) та $\tau = 360$ с (6 хв.).

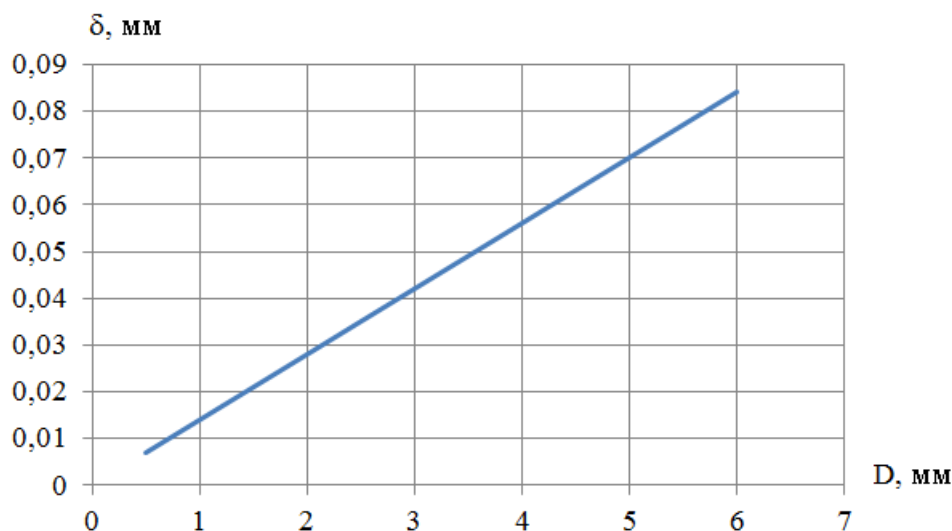


Рисунок 3.11 – Залежність товщини оболонки від діаметра частинок ретуру

Графіки (рис. 3.9–3.11) підтверджують, що кінетика зростання гранул у псевдозрідженому шарі залежить в основному від таких параметрів, як час нанесення покриття на поверхню гранули, питома витрата суспензії та розмір частинок ретуру.

Як видно з рівняння (3.38), у разі зростання гранул по їх поверхні, товщина оболонки i , відповідно, остаточний діаметр гранули тим більший, чим більший діаметр частинок ретуру. Це підтверджується залежністю (рис. 3.11), що показує монотонне збільшення товщини оболонки від діаметра частинок ретуру. Однак, режим зростання гранул по їх поверхні можливий за певних температурних умов, при відхиленні від яких у шарі утворюються нові дрібні гранули або їх агломерація.

У процесі лабораторних досліджень температура під газорозподільною решіткою регулювалася в межах 50–100 °С, при цьому температура повітря в шарі гранул становила 40–80 °С. Таке падіння температури пояснюється тим, що у шар киплячих гранул постійно вводиться волога суспензія, яка, випаровуючись, відбирає тепло.

Завдяки цьому механізму, можна ефективно контролювати тепловий режим у грануляторі. Змінюючи температуру повітря під решіткою, можна впливати на інтенсивність процесу грануляції, що дозволяє досягти

оптимальних умов для утворення гранул. Регулювання температури є ключовим фактором для забезпечення стабільного процесу грануляції та отримання якісного кінцевого продукту.

На рис. 3.12 наведено зрізи гранул, які отримані за температур 70–80°C, що відповідають оболонковому режиму з тріщинами.

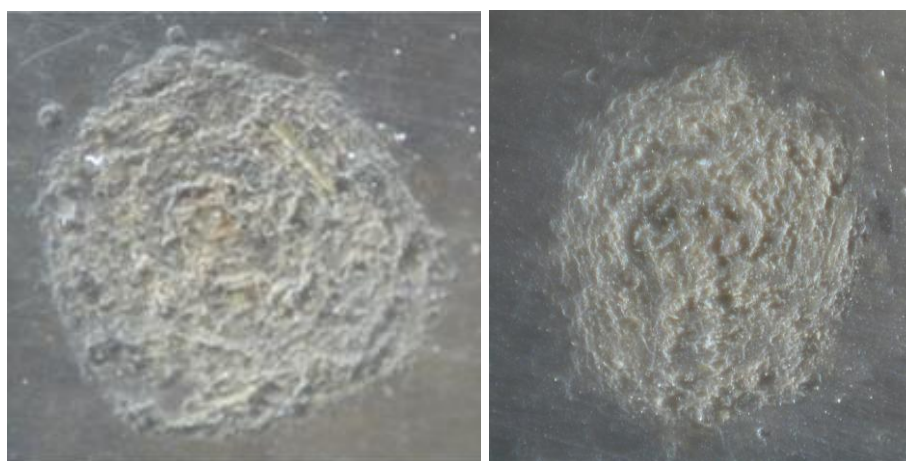
*a**б*

Рисунок 3.12 – Зрізи гранул (збільшення в 20 разів), що одержані при температурі: *a* – 70°C; *б* – 80°C

По представленим на рис. 3.12 зрізам видно, що гранули, які отримано при температурі 70 °C (рис. 3.12, *a*), характеризуються більш щільною структурою. Це забезпечує пролонгованість дії отриманого продукту, оскільки динаміка руйнування частинки напряму залежить від того, з якою швидкістю волога дифундує всередину гранули.

Також відзначимо, що у процесі капсулювання крива розподілу змінює свою форму та має один характерний максимум (рис. 3.13). Це означає, що за робочих умов капсулювання органічна речовина закріплюється на поверхні частинок міцним шаром і не відбувається її сколювання в окремих місцях гранули. Наявність максимуму на кривій розподілу спостерігаються і зі збільшенням часу процесу капсулювання та навантаження по суспензії.

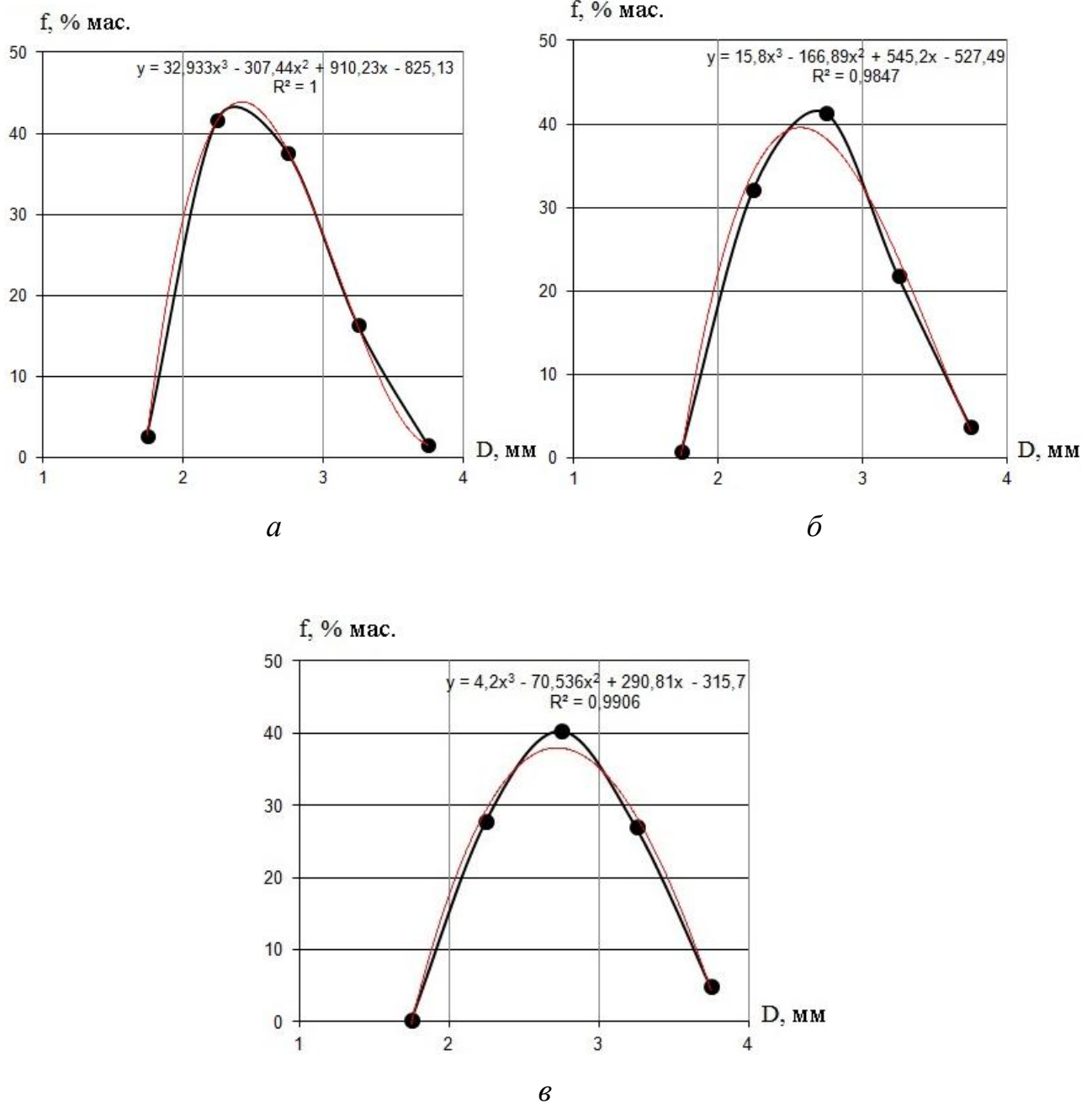


Рисунок 3.13 – Розподіл частинок за розмірами при витраті суспензії $g_0 = 1,86 \cdot 10^{-4}$ кг/(кг·с) у моменти часу: *a* – 20 хв.; *б* – 40 хв.; *в* – 60 хв.

Рівняння (3.41) дозволяє визначити величини питомих витрат суспензії за ступенями гранулювання в багатоступневих грануляторах з метою отримання гранул заданих розмірів. Так, необхідно забезпечувати товщини оболонок гранул близько 0,25 мм на кожному ступені гранулювання. Початковий розмір частинок ретурю становить 1 мм. Тоді маємо діаметр готових гранул: після першого ступеня грануляції – 1,5 мм; після другого – 2,0 мм; після третього –

2,5 мм. Питомі витрати суспензії при цьому зменшуються: на першій секції – $g_0 = 0,7 \cdot 10^{-4}$ кг/(кг·с); на другій – $g_0 = 0,2 \cdot 10^{-4}$ кг/(кг·с); на третій – $g_0 = 0,089 \cdot 10^{-4}$ кг/(кг·с). Тобто, за даного технологічного режиму, який передбачає зменшення питомих витрат суспензії від першої секції до наступних, знижуються експлуатаційні та енергетичні витрати на процес.

Якщо витрата буде однакою за ступенями (по $0,7 \cdot 10^{-4}$ кг/(кг·с)), то на другому ступені дорошування буде відбуватися до товщини оболонки 0,75 мм і з неї вийдуть готові гранули розміром 3,0 мм. Тобто, за даного технологічного режиму можна обмежитися меншою кількістю ступенів, що зменшить габарити та металоємність гранулятора і, відповідно, капітальні витрати на процес.

У рівняння (3.38)–(3.41) входить усереднена величина діаметра частинок ретурю. Однак різні режимно-технологічні параметри впливають на гранулометричний склад готового продукту. При порушенні рівномірності зрошення шару суспензією може відбуватися утворення досить великих грудок або, більшою мірою, утворення дрібної фракції. Тобто необхідно з'ясувати вплив режимно-технологічних параметрів на гранулометричний склад продукту. Тому надалі було б доцільно запропонувати залежність у вигляді функції розподілу частинок за розмірами, які б уточнили розрахунки за рівняннями (3.38)–(3.41).

Таким чином, процес дорошування гранул карбаміду курячим послідом протікає без нових центрів гранулоутворення, тобто немає генерації всередині системи, так званого, внутрішнього рециклу.

У разі зростання гранул по поверхні їх діаметр тим більше, чим більше діаметр частинок ретурю. У такому випадку доцільно відокремлювати дрібні фракції з ретурної суміші перед подачею в киплячий шар гранулятора. Цей процес ефективно здійснювати, як показали дослідження, у сепараторах з каскадом похилих полиць для уловлювання дрібних фракцій.

Дослідження, представлені в цьому розділі, поширюються на кінетику покриття мінеральних гранул діаметром 1–4 мм органічною оболонкою в киплячому шарі в діапазоні робочих швидкостей псевдозрідження для вказаних

гранул. Розроблена математична модель передбачає, що всі гранули у шарі рівномірно покриваються оболонкою. Вона не враховує механізму утворення дрібних частинок, які неминуче будуть виноситися з потоком або частина їх забруднюватиме готовий продукт.

3.6 Розроблення апаратурного оформлення лінії виробництва гранульованих органічних та органо-мінеральних добрив

На основі теоретичних та експериментальних досліджень було розроблено спеціалізовану установку для виробництва гранульованих органічних добрив. Під час розробки було враховано такі параметри, як вологість, температура, розмір частинок і хімічний склад вихідних матеріалів, а також специфічні властивості використовуваної органіки, що дозволяє досягти однорідності гранул та стабільності їх властивостей. Модель цієї пілотної установки представлено на рис. 3.14.

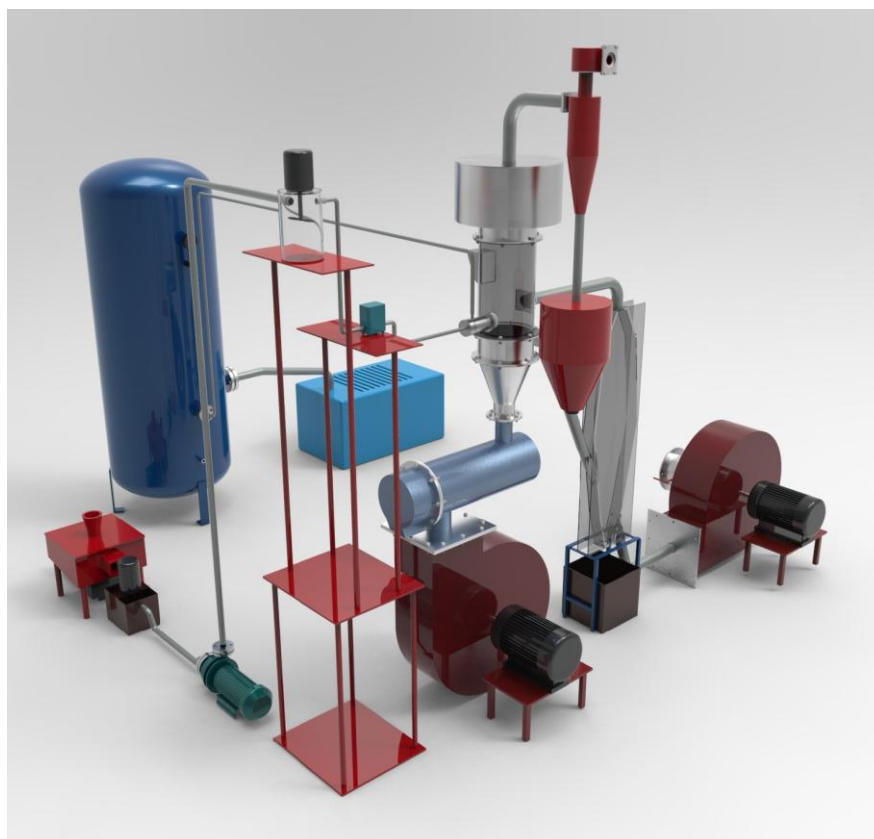


Рисунок 3.14 – Модель пілотної установки гранулювання органічних добрив

Установка включає в себе кілька етапів обробки, починаючи від подрібнення вихідної сировини до кінцевого формування гранул. Завдяки такому комплексному підходу можна підвищити ефективність процесу, мінімізувати втрати сировини та покращити екологічні характеристики виробництва в цілому.

3.7 Висновки до третього розділу

1. Визначено вплив конструктивних параметрів корзини обертового вібраційного гранулятора на процес утворення крапель плаву. Дослідження показали, що зміни в конструкції корзини значно впливають на формування крапель, що дозволяє оптимізувати процес гранулювання.

2. Чисельні розрахунки рівнянь руху гранул у повітряному потоці дозволили отримати профіль зміни радіуса факела розпилу для різних швидкостей обертання обертового вібраційного гранулятора (ОВГ). Це дало можливість визначити залежність радіуса факела розпилу від швидкості обертання.

3. Показано, що збільшення швидкості обертання на 70 об./хв. призводить до значного, майже вдвічі, збільшення радіуса факела розпилу. Це, у свою чергу, дозволяє контролювати розміри факела розпилу, що важливо для прогнозування необхідного діаметра грануляційної башти.

4. Обґрунтовано механізм утворення крапель плаву на виході з корзини гранулятора під дією власних коливань струменя. Це пояснює процеси, що відбуваються на виході з гранулятора, і дозволяє краще розуміти фізику процесу.

5. Показано, що проведення процесу гранулювання карбаміду у тарілчастому грануляторі дозволяє отримувати укрупнені гранули товарної фракції 7–10 мм. При цьому визначено оптимальні діапазони показників конструктивних та режимно-технологічних параметрів: кут нахилу тарілки при отриманні становить 45° ; температура плаву при його розпиленні складає 134–

140°C; оптимальний факел розпилення для гідравлічної форсунки становить $\beta = 65^\circ$ при тиску в ємності 0,07–0,09 МПа.

6. Визначено, що розпилення плавку треба здійснювати у лівому секторі верхньої частини тарілки, що обумовлює більший вміст товарної фракції у готовому продукті. Статична міцність товарної фракції складає 1,6 МПа, що відповідає стандартизованим значенням для гранул карбаміду.

7. Показано вплив пористості твердого скелета гранул на процес їх теплопровідності при нагріванні в газовому середовищі. Запропонована формула для визначення ефективного коефіцієнта теплопровідності в залежності від величини пористості гранули та істинних коефіцієнтів теплопровідності твердого скелета і газу в порожнинах гранули. Встановлено, що з підвищенням пористості гранули знижується механізм теплопровідності.

8. Отримано аналітичні вирази для визначення температурного профілю та часу нагрівання гранули з урахуванням їх пористості. Показано, що з підвищенням пористості збільшується час нагрівання і знижується температура гранул.

9. Розроблена математична модель кінетики формування оболонки під час грануляції з урахуванням кількості суспензії, яка розпилюється на частинки ретурну, та приєднання дрібних частинок до сформованих вологих гранул. Результати аналітичних розрахунків показують закономірне збільшення діаметра сформованих гранул під впливом режимних параметрів процесу грануляції.

Основні результати дослідження опубліковані в наукових працях: [131, 210, 241, 279, 283, 295; 363–369].

РОЗДІЛ 4

ТЕОРЕТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ

ПРОЦЕСІВ ФОРМУВАННЯ ГРАНУЛ У БАГАТОСТУПЕНЕВИХ

АПАРАТАХ ЗВАЖЕНОГО ШАРУ

4.1 Особливості та переваги багатоступеневих (поличних) апаратів

Поличні контактні елементи відрізняються від газорозподільних решіток апаратів із псевдозрідженим шаром насамперед наявністю розвантажувального простору між кінцем полиці та стінкою апарата (рис. 4.1).

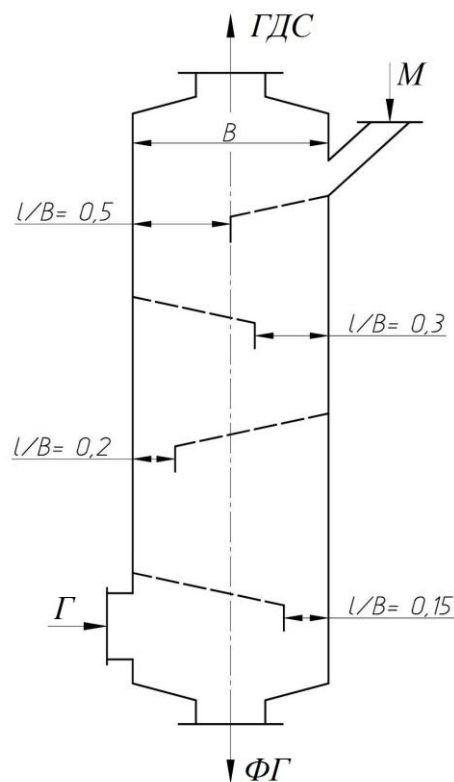


Рисунок 4.1 – Схема поличного апарата для проведення тепломасообмінних процесів разом із пневмокласифікацією:

M – вихідний матеріал; G – газ; $ГДС$ – газодисперсний потік (із вмістом дрібної фракції); $ФГ$ – фракція готового продукту

Ширина розвантажувального простору виражається відношенням l/B , де l – відстань між кінцем полиці та стінкою апарата, а B – довжина сторони перерізу апарата. Змінюючи величину відношення l/B , живий переріз полиці f_n і кут її нахилу до горизонту α_n , можна впливати на розподіл повітря між розвантажувальним простором і отворами полиці, а також на швидкості висхідного потоку в сепараційному просторі і твердї фази, яка рухається по полиці.

У апараті з похилими перфорованими полицями, під час взаємодії висхідного турбулентного газового потоку зі зваженим матеріалом або під час руху газового потоку через псевдозріджений на газорозподільній решітці шар, окремі частинки або їх агрегати викидаються в простір над шаром. Цей простір часто називають фонтануючим, тому що в ньому інтенсивно переміщуються вгору за інерцією групи («пакети») частинок, швидкість яких може навіть перевищувати швидкість висхідного потоку. Досягнувши певної висоти, «пакети» і найбільші частинки починають опускатися вниз. Частина «пакетів» при цьому руйнується. Потік сильно турбулізований як шляхом зміни швидкості потоку газу при виході із шару, так і рухомими «пакетами» й окремими частинками. Найбільш дрібні частинки переходять у наступну зону, так звану сепараційну, де швидкість їх поступово зменшується до сталої величини. Турбулентність потоку також поступово знижується до величини, яка відповідає середній за перетином швидкості висхідного потоку. У наступній частині апарата по його висоті, так званій пневмотранспортній зоні, усі параметри двофазного потоку набувають постійного значення. Кількість частинок певної крупності, які потік може тут транспортувати за будь-якої конкретної швидкості, називається транспортувальною здатністю потоку. Більш значна кількість матеріалу, який циркулює в двох нижче розташованих зонах, називається зважувальною здатністю потоку. Ця величина визначається місцевою швидкістю потоку в умовах обмеженого руху частинок, «пакетів» і струменів потоку газу.

Для досягнення зазначеної граничної величини необхідно забезпечити досить ефективний і тривалий контакт певної кількості матеріалу з потоком. Останнє ж, визначається витратою матеріалу, який вводиться у вертикальний канал струменем і висотою псевдозрідженого на решітці шару частинок.

Переміщення і поділ полідисперсних матеріалів на фракції в розглянутих пристроях засноване на використанні різниці у швидкостях і напрямку руху частинок різного розміру у висхідному потоці здебільшого під дією гравітаційного поля. Через мале значення коефіцієнта опору повітря різниця у швидкості руху частинок різних розмірів порівняно невелика, час їх перебування в апараті незначний і чіткого поділу на фракції не завжди вдається досягти. Тому в апаратах для поділу матеріалів за допомогою пневмокласифікації використовується сукупний вплив на частинки й інших сил, перш за все, відцентрових та інерційних. Останні і створюють полиці, які змушують висхідний потік змінювати напрямок свого руху.

Полиці, підвищуючи швидкість і турбулентність потоку, в місці їх установки чинять значний вплив як на швидкість руху, так і на розподіл частинок у поперечному перерізі й по висоті каналу. Істотно змінюються як транспортувальна, так і зважувальна здатності потоку, оскільки на рух частинок починають діяти інерційні сили.

Щоб забезпечити чіткий поділ на окремі фракції, поличні апарати конструюють таким чином, щоб дрібні й крупні частинки рухалися в різних напрямках. Наприклад, дрібні частинки виносяться вгору під дією потоку, а крупні випадають вниз під дією сили тяжіння або виводяться в напрямку, перпендикулярному напрямку руху потоку під дією інерційних сил. Зазначені сили, що викликають поділ частинок за крупністю, є різними функціями розміру частинок. Сила дії потоку на поверхню частинки (сила тертя) залежить від величини шорсткості та форми цієї поверхні частинки і, в першому наближенні, пропорційна квадрату лінійного розміру. Гравітаційні та інерційні сили визначаються величиною маси частинок, вони пропорційні третьому ступеню визначального розміру частинок. Крім того, поверхневі сили є

функцією відносної швидкості між потоком і частинками, яка визначає режим обтікання потоком частинки.

Для виносу з апарата близьких за розмірами частинок, на виході багатьох охолоджувачів-пневмокласифікаторів створюється однорідне поле швидкостей потоку. Для цього, за допомогою спеціальних контактних пристроїв, вирівнюють епюру швидкостей потоку в такий спосіб, щоб максимальна швидкість якомога ближче наближалася до середньої для всього перерізу апарата. Якщо швидкості у вихідній ділянці апарата неоднакові, то в тих місцях, де швидкість потоку максимальна, виносяться найбільш крупні частинки. Оскільки вирівнювання потоку вимагає спеціальних пристроїв і збільшує висоту сепараційної зони апарата, то часто від них відмовляються, здійснюючи багаторазову класифікацію по висоті апарата за допомогою каскаду суцільних або перфорованих полиць, серії решіток, зигзагоподібних ділянок і т.п. При цьому, від однієї ділянки до іншої, що розташована вище, спостерігається часткова класифікація, тобто збагачення матеріалу частинками необхідного розміру.

Зручно проводити в одному комбінованому апараті одночасно кілька технологічних процесів. На перфорованих полицях легко поєднувати охолодження зі знепилюванням [370], сушіння із пневмокласифікацією [371], гранулювання з охолодженням (сушінням) [372], пневмокласифікацію ретурну [373]. Одночасно з цими процесами можна здійснювати й пневмотранспортування на задану висоту потоку матеріалу. Конструкції таких апаратів є комбінацією відомих пристроїв для здійснення цих процесів в одному апараті. Застосування комбінованих апаратів спрощує апаратне оформлення технологічних процесів і зменшує витрати енергії на обробку й транспортування матеріалів, а також металосмість і обсяги викидних газів. Зменшення обсягу, нагрітого до незначної температури, викидного запиленого повітря полегшує утилізацію його тепла та очищення від пилу.

Порівняльні випробування типових конструкцій апаратів зваженого шару показали, що поєднання процесів гранулювання, пневмокласифікації,

охолодження та сушіння зернистих матеріалів доцільно виконувати в поличних апаратах. У зазначених апаратах, питома витрата охолоджуючого повітря, для досягнення тієї ж ефективності охолодження, на 30–40 % нижча, а температура повітря, яке відходить з апаратів, вища на 30–35°C [374]. Завдяки інтенсивному контакту фаз у поличних апаратах забезпечується максимальне знепилювання продукту при високих питомих навантаженнях, які досягають 15–20 кг/м²·с, що значно перевищує питомі навантаження, при яких працюють охолоджувачі киплячого шару (0,1–1,5 кг/м²·с). Концентрація пилу у викидних газах після поличного охолоджувача-пневмокласифікатора становить 200–500 г/м³ при питомих витратах охолоджуючого повітря 0,5–0,6 м³/кг, а після охолоджувачів киплячого шару – 25–30 г/м³ при 1,4–2,8 м³/кг відповідно [375]. Аналіз експериментальних даних по вивченню залежності величини виносу дрібних частинок та ефективності охолодження матеріалу від режимних (швидкість повітряного потоку, витрата матеріалу) і конструктивних (величина живого перетину полиць, їх кількість і відстань від кінця полиць до стінок апарата) параметрів, а також аналіз залежностей граничної несучої здатності газового потоку і висоти зони сепарації від швидкостей потоку і витання частинок, дозволили розробити оптимальну конструкцію поличних апаратів для одночасного проведення процесів гранулювання та пневмокласифікації.

Для отримання гранул з високим вмістом частинок заданого розміру, процес необхідно проводити з одночасною класифікацією частинок за розмірами [375], яка може бути реалізована в багатоступеневому поличному апараті зваженого шару (рис. 4.2). Такий гранулятор являє собою коробчасту конструкцію прямокутного перерізу з відношенням сторін 2:1.

Принцип роботи апарата полягає в наступному. Вихідні гранули мінеральних добрив дозуються живильником і потрапляють у секцію класифікації I апарата, в якій із вихідного матеріалу видаляється дрібна фракція частинок (розміром менше 1 мм), а також дроблені гранули (фракція 1–1,6 мм).

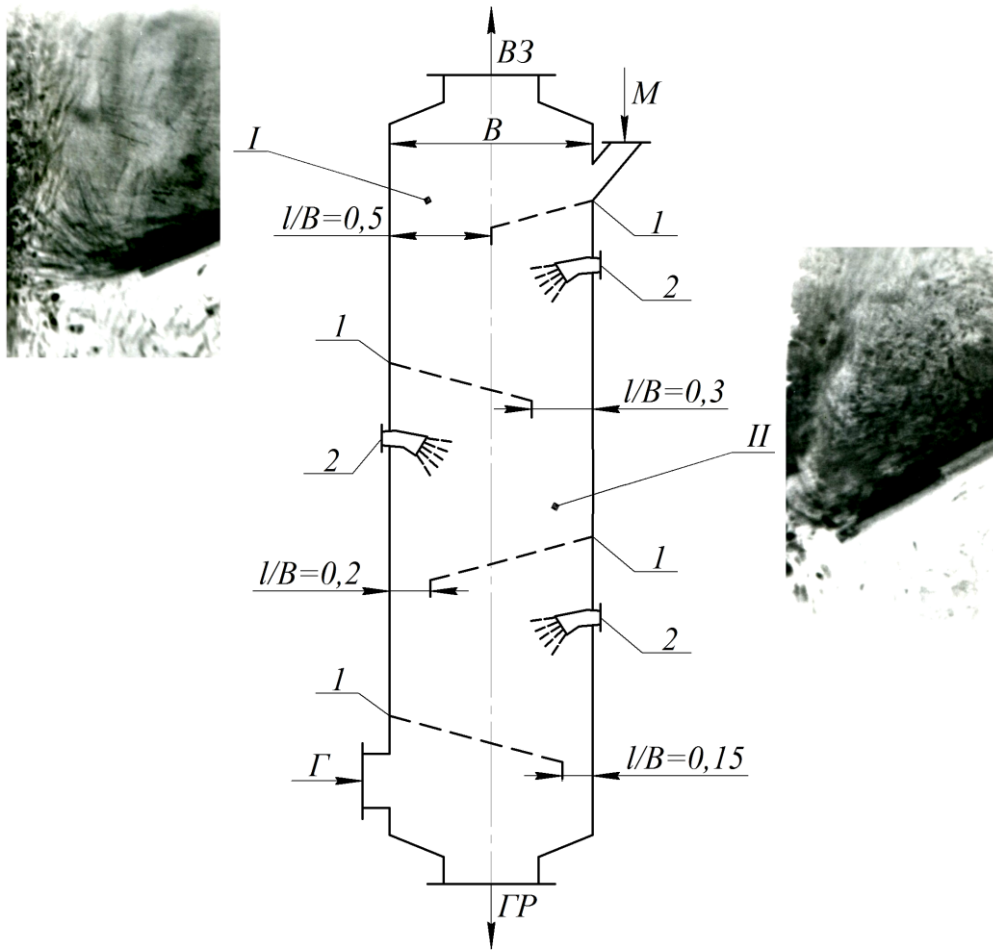


Рисунок 4.2 – Багатоступеневий гранулятор зваженого шару:

I – секція класифікації; *II* – секція гранулювання (укрупнення гранул);

1 – перфоровані полиці; *2* – пневматичні форсунки для розпилення суспензії;

M – вихідний матеріал (гранули мінеральних добрив); *Г* – газ;

B3 – газодисперсна завись; *ГР* – готові гранули

Звільнені від дрібних і пошкоджених частинок гранули, потрапляють на першу ступінь секції гранулювання *II*, де на перфорованій полиці *1*, за допомогою введення газового струменя в простір між кінцем перфорованої полиці та стінкою апарата, утворюється зважений вихровий шар. Зверху на вихровий шар, за допомогою пневматичної форсунки *2*, розпилюється суспензія.

При наданні газовим струменем прискорення частинкам у вихровому шарі має місце ефект їх сепарації за розмірами: більші частинки потрапляють у

шар ближче до кінця перфорованої полиці, а дрібніші – зосереджуються на початковій ділянці полиці. У результаті цього вирівнюється час перебування частинок різного розміру за об'ємом, зваженого на перфорованій полиці, шару, що дозволяє більш рівномірно наносити суспензію на гранули, а отже, і збільшити однорідність гранулометричного складу готового продукту.

Як видно з рис. 4.2, секція гранулювання має три перфоровані полиці. Причому, подаючи на кожну з них різну кількість суспензії, змінюючи живий переріз полиць і відстань l між кінцем полиці та стінкою апарата для створення різної швидкості газового струменя, можна на кожному з полицних контактів формувати гранули різних розмірів: на верхній полиці – дрібніші, а на нижніх – більш крупні. Нижня полиця апарата також може виконувати роль секції сушіння гранул, де в режимі псевдозрідженого шару відбувається їх підсушування.

4.2 Гідродинаміка руху газового потоку у полицному апараті зваженого шару

Установка в робочому об'ємі полицного апарата похилої перфорованої полиці, за рахунок звуження вільного перерізу вертикального каналу, викликає місцеве збільшення швидкості та турбулентності газового потоку в розвантажувальному просторі та зміну характеру розподілу швидкостей під поверхнею полиці та над нею. Як видно з рис. 4.3 (криві 1 і 2), зменшення величини відношення l/B від 0,5 до 0,15, значно підвищує нерівномірність розподілу газового потоку по перерізу робочого простору апарата, у порівнянні з установкою перфорованої решітки, яка перекриває переріз робочого простору апарата повністю (апарат киплячого шару (рис. 4.3, крива 4)), або вільного каналу (апарат типу пневмотруб (рис. 4.3, крива 5)).

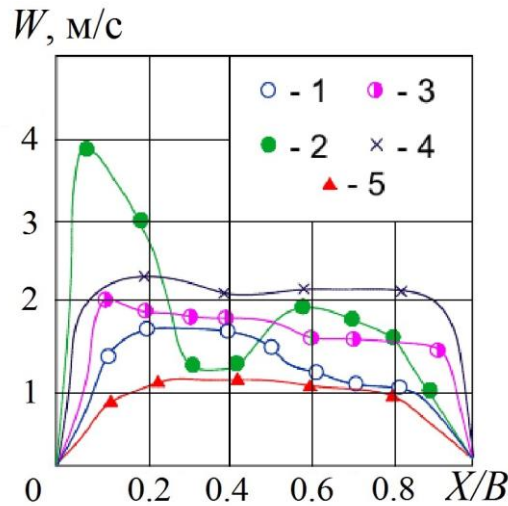


Рисунок 4.3 – Профіль швидкостей газопотоку по довжині перетину апарата в місці встановлення полиці:

1 – $l/B = 0,5$, $\psi = 15\%$; 2 – $l/B = 0,15$, $\psi = 15\%$; 3 – $l/B = 0,15$, $\psi = 30\%$;
4 – $l/B = 0$; 5 – $l/B = 1$. Кут нахилу полиці $\gamma = 25^\circ$.

Швидкість газопотоку у вільному перетині – 1,2 м/с

При цьому ширина зони входу газопотоку через розвантажувальний простір зменшується, змінюється абсолютне значення її швидкості і характер розподілу швидкісного профілю газопотоку в робочому об'ємі апарата. Якщо при $l/B = 0,5$ і живому перерізі полиці рівним 15% (рис. 4.3, крива 1) у надполичному просторі абсолютні значення швидкостей газопотоку практично постійні за перерізом цього простору і досягають максимуму тільки у розвантажувальному просторі і над ним, то при $l/B = 0,15$ (рис. 4.3, крива 2) швидкісний профіль має два максимальні значення: у зоні над розвантажувальним простором і на рівні середини похилої полиці. Це пояснюється впливом різної «ділильної» дії похилої полиці на розподіл газопотоку, що йде в тій чи іншій кількості через розвантажувальний простір та отвори похилої полиці. У першому випадку похила полиця не викликає такої значної нерівномірності розподілу швидкостей газопотоку в робочій зоні апарата, вище за місце її введення. У другому випадку, за рахунок підвищення опору проходження газопотоку, у результаті різкого

звуження вільного перерізу апарата, виникають значні завихрення у кромки похилої полиці, що і обумовлює наявність у просторі над кінцем полиці зони зі зниженою швидкістю газового потоку. Збільшення живого перерізу похилої полиці до 30 % (рис. 4.3, крива 3) вирівнює нерівномірність швидкісного профілю перерізу робочого об'єму апарата, оскільки газовий потік перерозподіляється в отвори полиці за рахунок зменшення гідравлічного опору полиці його проходу.

Абсолютне значення швидкості газового потоку в розвантажувальному просторі при зменшенні величини відношення l/B від 0,5 до 0,3 зростає незначним чином для полиці з живим перерізом від 0 до 30 % (рис. 4.4).

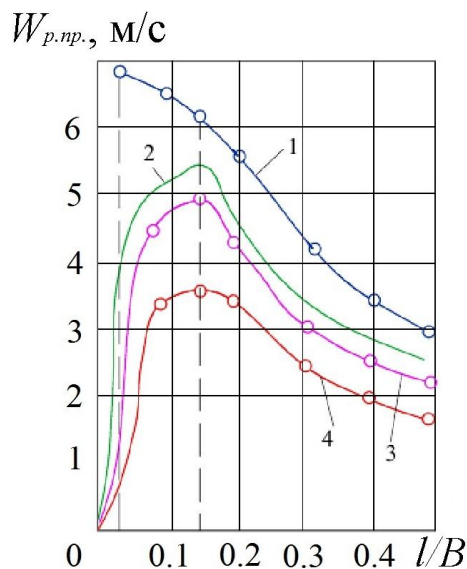


Рисунок 4.4 – Залежність швидкості газового потоку в розвантажувальному просторі від конструктивних параметрів полиці.

Ступінь перфорації полиці ψ : 1–4 – відповідно 0, 5 %, 15 %, 30 %. Кут нахилу полиці – $\gamma = 25^\circ$. Швидкість газового потоку у вільному перерізі – 1,65 м/с

При подальшому зменшенні величини відношення l/B аж до 0,15, швидкість газового потоку в розвантажувальному просторі зростає в 2,5–3 рази, у порівнянні із середньою швидкістю газового потоку у вільному перерізі робочого об'єму апарата. Зі зменшенням живого перерізу полиці таке зростання є більш значним, оскільки збільшується гідравлічний опір проходу газового

поток через отвори поличного контакту і потік перерозподіляється у бік розвантажувального простору.

Швидкість газового потоку в розвантажувальному просторі досягає свого максимального значення щодо $l/B = 0,15$ для полиць із живим перерізом від 0 до 30 %. При величині відношення l/B менше 0,15 спостерігається зменшення абсолютного значення швидкості газового потоку в розвантажувальному просторі (рис. 4.4), оскільки гідравлічний опір проходження газового потоку через розвантажувальний простір зростає настільки, що більша частина потоку проходить саме через полиці. Для поличного контакту з живим перерізом 0 (суцільна полиця) такий перерозподіл не спостерігається і швидкість газового потоку в розвантажувальному просторі безперервно зростає при зменшенні величини відношення l/B (рис. 4.4, крива 1).

Зміна конструктивних параметрів полиці істотно впливає на нерівномірність розподілу газового потоку, кількісну міру якої доцільно представляти безрозмірним коефіцієнтом нерівномірності розподілу повітряного потоку, що представляє відношення кількості газу, що проходить через розвантажувальний простір до його кількості, що надходить у отвори (рис. 4.5). При значенні коефіцієнта нерівномірності розподілу газового потоку більше 1 газовий потік проходить в основному через розвантажувальний простір, а менше 1 – через отвори похилої полиці. За рівності коефіцієнта нерівномірності розподілу повітряного потоку 1 потік, у рівній кількості, розподіляється як через розвантажувальний простір, так і через отвори полиці.

Такий різний характер розподілу газового потоку визначає умови виникнення гідродинамічних режимів взаємодії твердих частинок матеріалу з висхідним газовим потоком, що дає можливість у широких межах впливати на ефективність теплової обробки при сушінні отриманих гранул в апараті з перфорованими похилими полицями. Відсутність явища перерозподілу газового потоку в апаратах із суцільними полицями вказує на недоцільність їх застосування для проведення тепло- та масообмінних процесів між гранулами та газовим потоком.

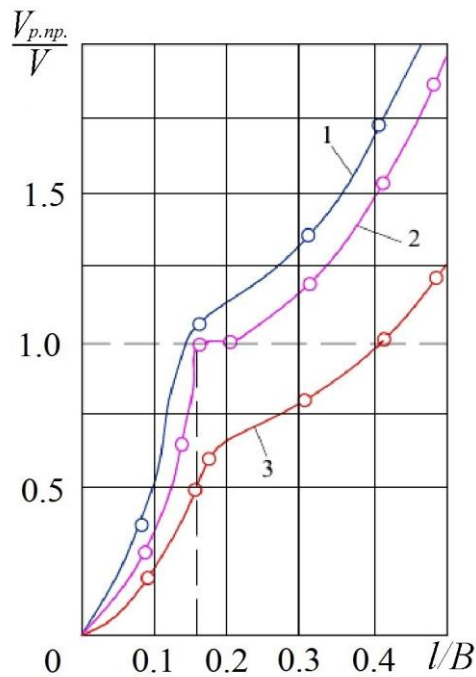


Рисунок 4.5 – Вплив конструктивних параметрів полиці на нерівномірність профілю швидкостей газového потоку.

Ступінь перфорації полиці ψ : 1–3 – відповідно 5 %, 15 %, 30 %. Кут нахилу полиці – $\gamma = 25^\circ$. Швидкість газového потоку у вільному перерізі – 1,65 м/с

4.3 Моделювання гідродинамічної структури руху газодисперсного потоку у гравітаційному полицному апараті

На рис. 4.6 подана візуальна картина потоків у полицному апараті, реалізована в програмному продукті «Ansys CFX». Частинки дрібної фракції (менше 1 мм) умовно позначені точками жовтого кольору, у той час як гранули товарної фракції позначені точками зеленого та червоного кольорів.

На верхній полиці, при її встановленні в корпусі апарата з відношенням $l/B = 0,5$ (рис. 4.2), реалізується виділення дрібної пилоподібної фракції ретурю. Даний ефект змодельований і показаний (рис. 4.6, а) у вигляді висхідних траєкторій (так званих «треків») руху дрібних частинок при їх виносі до сепараційної зони. Ця модель руху підтверджується реальною картиною руху дисперсного потоку (рис. 4.7, а).

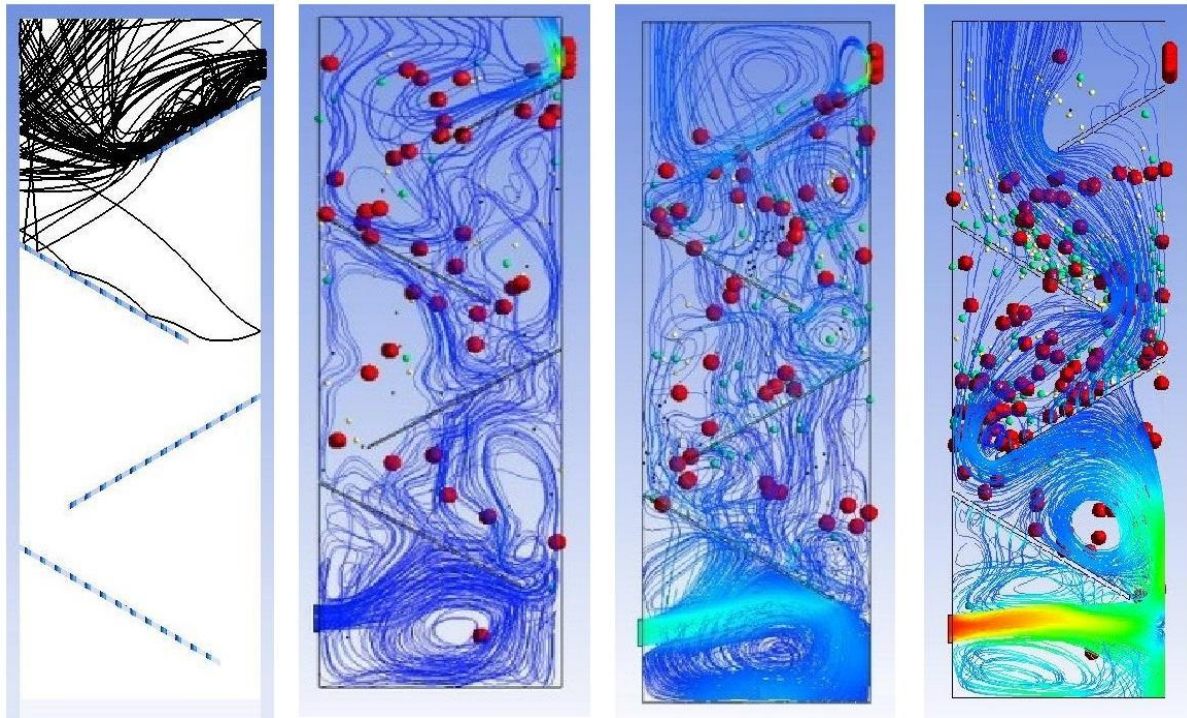
*a**б**в**г*

Рисунок 4.6 – Візуалізація потоків в полічному апараті, реалізована у програмному продукті «Ansys CFX»:

a – виділення дрібної фракції; *б* – перехідний режим роботи апарата;
в – зважений шаровий режим руху дисперсного матеріалу; *г* – розвинутий зважений шаровий режим руху дисперсного матеріалу

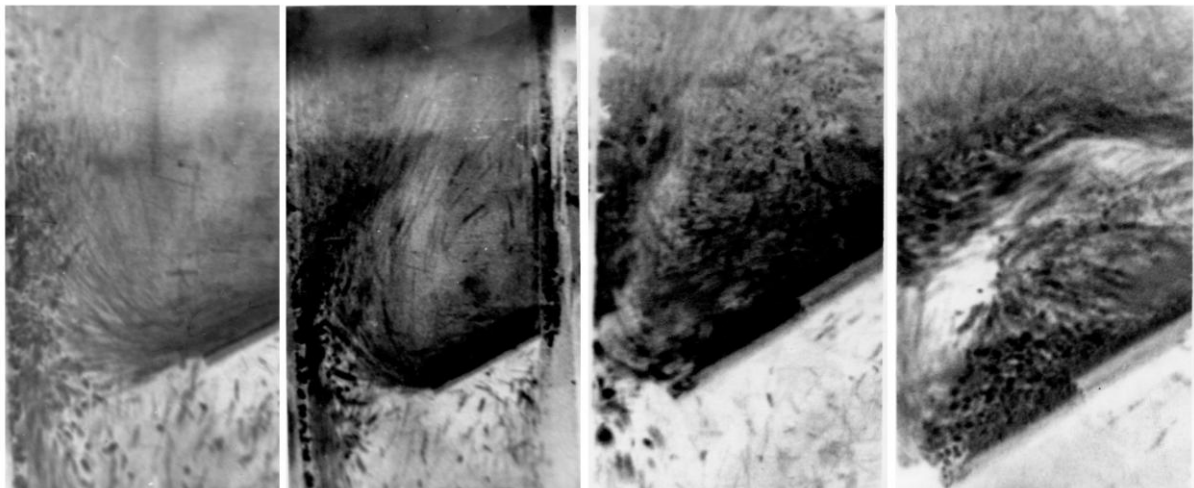
*a**б**в**г*

Рисунок 4.7 – Фотографічне зображення гідродинамічних режимів:

a – режим гравітаційно-падаючого шару; *б* – перехідний режим;
в – режим зваженого шару; *г* – поршневий режим.

Фотографії зроблені при стробоскопічному освітленні з частотою 32 кадри/с

Після виділення з ретурної суміші дрібних фракцій, матеріал надходить у зону гранулювання та теплового сушіння. У цій зоні, при встановленні полиць зверху вниз із відношенням від $l/B = 0,3$ до $l/B = 0,15$, відповідно реалізуються активніші гідродинамічні режими зважування твердої фази газовим потоком – від перехідного до режиму розвиненого зваженого шару (рис. 4.6, б, в, г). Представлені результати моделювання потоків підтверджують реальну картину гідродинаміки руху газодисперсного потоку (рис. 4.7, б, в), тобто від верхньої до нижньої полиці інтенсивність завихрень зваженого шару збільшується.

За невеликих швидкостей газового потоку матеріал, безперервно поданий в апарат з витратою $6 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}$, рухається по поверхні похилої полиці у вигляді шару, що швидко «проскакує», оскільки частинки на виході з живлячого патрубку мають достатню силу інерції. Порізність такого шару сягає значень $0,8\text{--}0,85$, а концентрація частинок матеріалу у ньому $20\text{--}30 \text{ кг/м}^3$ ($0,15\text{--}0,2 \text{ м}^3/\text{м}^3$). Частинки матеріалу, після руху поверхнею похилої полиці зі швидкістю $0,2\text{--}0,3 \text{ м/с}$, гальмуються біля стінки апарата в розвантажувальному просторі і накопичуються на поверхні стінки (рис. 4.7, а). Шар накопичених частинок продувається висхідним газовим потоком. При цьому маса шару, за рахунок надходження нових порцій твердих частинок матеріалу, поступово збільшується і в певний момент часу перевищує аеродинамічну силу впливу висхідного потоку повітря, після чого частина частинок випадає вниз апарата через розвантажувальний простір. За такого характеру руху частинок матеріалу як по поверхні похилої полиці, так і в розвантажувальному просторі, аеродинамічні сили висхідного потоку не мають достатнього опору руху твердих частинок, і основна маса матеріалу рухається у вигляді тонкого шару через розвантажувальний простір переважно за рахунок гравітації. Тому такий характер руху твердих частинок матеріалу був названий режимом гравітаційно падаючого шару.

У разі збільшення швидкості газового потоку, сила його на шар матеріалу збільшується, і він починає зважувати частинки як на поверхні полицного контакту і біля поверхні стінки апарата, так і в зоні розвантажувального

простору (рис. 4.7, б). При цьому порізність шару матеріалу, що рухається поверхнею похилої полиці, зменшується до 0,7–0,75, а концентрація твердих частинок матеріалу, відповідно, збільшується до 80–150 кг/м³ (0,25–0,3 м³/м³). Цей режим отримав назву «перехідний».

При досягненні певної швидкості газового потоку, вплив його на частинки матеріалу збільшується настільки, що частина їх у верхній частині шару відривається від поверхні стінки. У результаті відриву твердих частинок матеріалу, концентрація їх у цій зоні зростає, частинки не встигають захоплюватися газовим потоком у верхню частину апарата і, втрачаючи свою швидкість, «випадають» на поверхню похилої полиці. У такий спосіб утворюється безперервно циркулюючий вихровий шар твердих частинок матеріалу над поверхнею похилої полиці. По досягненні певного проміжку часу, сформований циркулюючий вихровий шар твердих частинок досягає стаціонарного стану за своєю гідродинамічною структурою і характеризується постійною величиною концентрації твердих частинок у шарі, що дорівнює 160–280 кг/м³ (0,32–0,35 м³/м³). Порізність такого шару дорівнює 0,65–0,68, що відповідає порізності псевдозріджених систем. При цьому по поверхні похилої полиці матеріал рухається у вигляді щільного шару, що продувається газовим потоком, а в зоні над розвантажувальним простором у вигляді зваженого інтенсивно циркулюючого шару (рис. 4.7, в). Швидкість руху частинок матеріалу по поверхні похилої полиці в даному режимі знижується до 0,05–0,15 м/с.

Із подальшим збільшенням швидкості повітряного потоку настає поршневий режим зважування частинок матеріалу в робочому об'ємі апарата (рис. 4.7, г). Цей режим не є робочим і характеризується граничною швидкістю газового потоку.

4.4 Вплив дисперсійного газового середовища на механізми зважування твердих частинок та їх сепарацію в активних гідродинамічних умовах

4.4.1 Механізми зважування твердих частинок

При встановленні в робочому об'ємі апарата полиці з відношенням $l/B = 0,15-0,2$ реалізується активний гідродинамічний режим – «зваженого шару» (рис. 4.8).

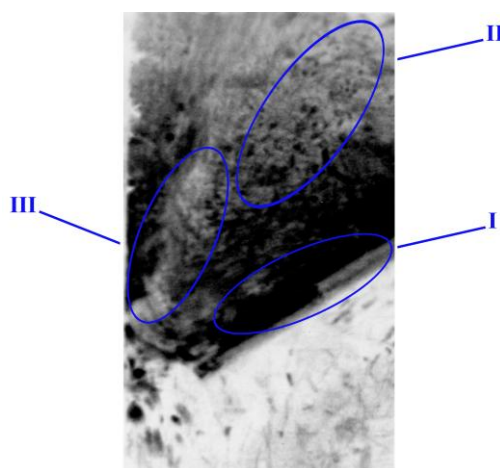


Рисунок 4.8 – Фотографічне зображення гідродинамічного режиму «зваженого шару» на похилій перфорованій полиці

Даний гідродинамічний режим характеризується утворенням активно циркулюючого вихрового шару гранул над поверхнею похилої перфорованої полиці. За рахунок змішування безперервно циркулюючих частинок твердої фази з новою порцією частинок, які надходить на полицю, спостерігається стабілізація висоти зваженого шару і він досягає стаціонарного стану за своєю гідродинамічною структурою. При цьому шар гранул на поверхні перфорованої похилої полиці являє собою флюїдизований шар, що продувається газовими струменями, які виходять із отворів поличного контакту (зона I). Над поверхнею полиці утворюється вихровий шар (зона II), в якому гранули

активно перемішуються і контактують із газовим струменем (зона III), який формується зазором між кінцем полиці та боковою стінкою апарата. При реалізації такого активного гідродинамічного режиму значно інтенсифікуються тепломасобмінні процеси.

Зважений над розвантажувальним простором шар матеріалу безперервно пульсує. Такий шар неоднорольний у своєму об'ємі та з часом локальна порізність у різних точках шару змінюється через безперервний циркуляційний рух частинок матеріалу. Зі збільшенням швидкості газового потоку частота гравітаційних коливань зваженого шару знижується. При цьому виникає періодична зміна напрямів пульсаційних швидкостей частинок, значення яких зі збільшенням швидкості газового потоку збільшується. У режимі зваженого шару, шар повністю перекриває розвантажувальний простір, утворюючи над ним зважений шар частинок, який інтенсивно продувається газовим потоком. За рахунок кута нахилу полиці до 25° , маса накопиченого шару стає більшою у бічної поверхні стінки. Тому розвантаження частини матеріалу зі зваженого шару здійснюється лише в цій зоні, не порушуючи при цьому режим зважування. У такому гідродинамічному режимі зважування продування шару газовим потоком змінюється проривом газового струменя через шар (рис. 4.8, зона III). Такий змінний режим зважування обумовлює пульсуючий характер взаємодії гранул з газовим потоком. Амплітуда пульсацій швидкості газового потоку в розвантажувальній щілині досягає значень $\Delta = 0,5-0,8$, а частота коливань гравітації зваженого шару становить $1,5-2,0$ Гц. Це сприяє підвищенню інтенсивності взаємодії гранул з гарячим газовим потоком у режимі зваженого шару при здійсненні теплового гранулювання.

Швидкість, за якої здійснюється перехід у гідродинамічний режим зваженого шару, назовемо критичною швидкістю початку зважування. Величина даної швидкості визначається з емпіричної залежності вигляду:

$$Re_{кр} = Re_B \cdot [1,19 \cdot \lg(100 \cdot \psi) + 0,005] \cdot \left(\frac{l}{B} \right). \quad (4.1)$$

Критична швидкість початку зважування визначається:

$$W_{кр} = \frac{Re_{кр} \cdot \nu}{d_{сер}}, \quad (4.2)$$

де l – відстань між кінцем полиці та стінкою апарата, м;

B – довжина сторони перерізу апарата, м;

ψ – ступінь перфорації полиці, %;

$W_{кр}$ – критична швидкість початку зважування, м/с;

$d_{сер}$ – середній діаметр частинок, що зважуються, м;

ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості газового потоку, м²/с;

Re_B – критерій Рейнольдса для умов витання частинок середнього розміру в газовому потоці;

$$Re_B = \frac{W_B \cdot d_{сер}}{\nu}, \quad (4.3)$$

W_B – швидкість витання частинок середнього розміру, м/с.

Як видно з траєкторій руху твердої фази на фотографіях (рис. 4.8), зважений шар можна розділити на дві зони: зону руху твердих частинок по поверхні полиці (зона I) та зону руху частинок у надпочному просторі (зона II).

Для першої зони час перебування частинок визначиться з формули:

$$\tau_1 = \frac{L_{sh}}{u_p \cdot (1-\beta)^m} = \frac{L_{dev} - \frac{L_{cl}}{L_{dev}}}{u_p \cdot (1-\beta)^m}, \quad (4.4)$$

де u_p – швидкість руху твердих частинок по поверхні полиці, м/с;

β – об'ємна концентрація твердої фази у завислому шарі, м³/м³;

m – дослідний коефіцієнт; для режиму «зваженого шару» $m = 4,4-4,5$.

Для визначення об'ємної концентрації твердої фази у завислому шарі пропонується емпірична кореляція виду:

$$\beta = n \cdot G_{ex}^{0,95} \cdot \left(\frac{W}{W_{so}} \right)^{0,6}, \quad (4.5)$$

де G_{ex} – витратна масова концентрація, кг/кг; $G_{ex} = G_g/G_z$;

G_g – масова витрата матеріалу, кг/с;

G_z – масова витрата газу, кг/с;

W – швидкість газового потоку у вільному перерізі, м/с;

W_{so} – швидкість витання частинок середнього діаметра, м;

n – дослідний коефіцієнт; для режиму «зваженого шару» $n = 0,25 - 0,35$.

Після проходження по довжині полиці частинки зустрічаються з газовим струменем, який утворюється розвантажувальною щілиною. Частинки, швидкість витання яких менша за швидкість газового струменя, виносяться вгору, в простір над полицею. По висоті швидкість газового струменя зменшується і частинки, в яких швидкість витання стає більшою за швидкість газу, опускаються вниз на поверхню полиці. Виноситимуться газовим потоком з апарату лише дрібні частинки. Таким чином, у другій зоні частинки здійснюють рух висхідною траєкторією до верхньої межі зваженого шару і по низхідній траєкторії до поверхні полиці. Тоді час перебування частинок оцінюється як:

$$\tau_2 = \frac{L_{mp}}{g_r} = \frac{2 \cdot k \cdot B}{g_r}, \quad (4.6)$$

де L_{mp} – довжина траєкторії, м;

g_r – пульсаційна швидкість твердої частинки, м/с;

k – дослідний коефіцієнт; $k = (1,5-3) \cdot B$.

Пульсаційна швидкість твердої частинки у зваженому шарі визначається за емпіричною залежністю виду:

$$g_r = W(\exp)^{-c}, \quad (4.7)$$

де c – дослідний коефіцієнт; $c = 2,8$.

Розрахунки показують, що для режиму «зваженого шару» за швидкості газового потоку у вільному перерізі 2,4 м/с маємо: швидкість витання частинок середнього діаметра 2 мм – 10–12 м/с; витратну масову концентрацію – 3 кг/кг; об'ємну концентрацію твердої фази у зваженому шарі – 0,34 м³/м³; швидкість частинки по поверхні полиці – 0,1 м/с; час перебування частинки для першої зони – $\tau_1 = 5,73$ –5,97 с. Для другої зони, при пульсаційній швидкості частинок у шарі 0,14 м/с час перебування $\tau_2 = 2$ с. Загальний розрахунковий час перебування частинок у зваженому шарі $\tau_{\Sigma} = 7,73$ –7,97 с. Експериментальний час перебування частинок у шарі (вимірювався як відношення кількості матеріалу у зваженому шарі до його масової витрати) становить $\tau_{ex} = 7,72$ с.

Результати розрахунків (табл. 4.1) показують, що час перебування частинок у шарі зростає зі збільшенням об'ємної концентрації твердої фази у шарі та числа полиць, що призведе до збільшення виходу в товарному продукті більш крупних фракцій. Однак слід враховувати, що збільшення числа полиць (збільшення кількості секцій зважування) призводить до підвищення гідравлічного опору апарата, а також загальних енерговитрат на проведення процесу гранулювання.

Таблиця 4.1 – Час перебування твердих частинок у полицному апараті

Режим / концентрація, β , м ³ /м ³	Час перебування частинок при кількості полиць, с				
	1	2	3	4	5
Зважений шар / 0,3	7,2	12,4	17,6	23,0	28,0
Зважений шар / 0,35	9,2	16,4	24,0	31,0	38,0

4.4.2 Сепарація твердих частинок газовим потоком

У верхній сепараційній зоні грануляторів псевдозрідженого шару або поличних грануляторів зваженого шару частинки рухаються у пневмотранспортному режимі. Концентрація їх у потоці є постійною величиною і не змінюється по висоті, яка дещо перевищує висоту зони сепарації. У роботі [375] показано зв'язок між середньою концентрацією частинок по висоті сепараційної зони і швидкостями повітряного потоку та витання частинок. Швидкість повітряного потоку визначає інтенсивність турбулентного впливу його на частинки, а швидкість витання враховує фізичні властивості частинок – їх розмір, щільність, форму та шорсткість поверхні.

У поличному грануляторі частинки ретурю надходять у секцію пневмокласифікації, в якій шар матеріалу піддається сепарації на похилій (до 25°) перфорованій полиці з живим перерізом 5 % і відношенням $l/B = 0,5$. Дрібні частинки матеріалу виносяться зі зваженого шару в надшаровий простір (рис. 4.9). Далі дрібні фракції частинок підхоплюються газовим потоком та виносяться з апарата.

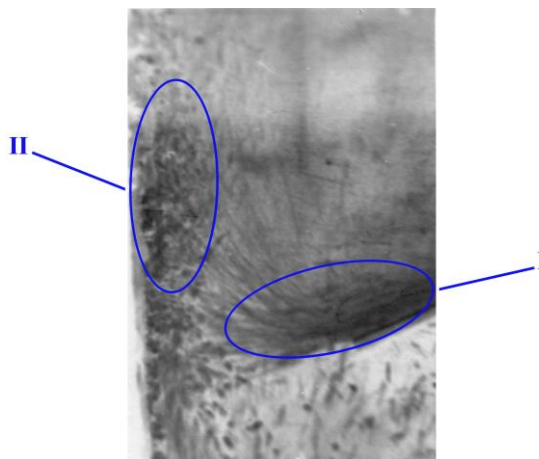


Рисунок 4.9 – Фотографічне зображення гідродинамічного режиму гравітаційно падаючого шару із сепарацією гранул на похилій перфорованій полиці

Можна виділити два види виносу: 1) кінетичний, при якому дрібні частинки виносяться газовим потоком за умови, що швидкість їх витання у

потоці менша за швидкість газу; 2) динамічний (інерційний), при якому відбувається викидання частинок у надшаровий простір.

Перший вид виносу обумовлюється кінетичною енергією газового потоку і ґрунтується на рівноважному співвідношенні швидкостей витання частинок та швидкостей газового потоку у надшаровому просторі. Якщо швидкість витання більша за швидкість газу, частинка понесеться, а якщо менша – опуститися назад у шар. Тобто, за рахунок розширення сепараційного простору знизу вгору і зменшення швидкості газового потоку, можна захоплювати частинки заданого розміру. При цьому також можна прогнозувати якість виносу за розміром частинок дрібної фракції. На сепаруючій полиці кінетичний виніс забезпечується впливом газових струмків, які виходять із отворів полиці, і плоского газового струменя, що виходить із розвантажувальної щілини. На фотографічному зображенні (рис. 4.9) такий виніс фіксується наявністю треків траєкторій руху дрібних частинок, які «вибиваються» із шару і під впливом газового потоку рухаються вгору, у сепараційний простір (зона I).

Другий вид виносу зумовлений кінетичною енергією частинок за рахунок їх зіткнення зі стінками апарата та подальшого відскоку в бік, де вони підхоплюються газовим потоком (зона II). Можливе викидання частинок із поверхні шару за рахунок руйнування газових бульбашок, внаслідок якого утворюється шлейф із частинок, який за інерцією летить у надшаровий простір (має місце у сепараторах псевдозрідженого шару). У цьому випадку залучатися у виніс можуть також і великі частинки, швидкість витання яких більша за швидкість газового потоку. При цьому якість виносу знижується, оскільки туди потрапляють крупні фракції.

Механізм винесення дрібних фракцій матеріалу з шару в надшаровий простір виражається диференціальним рівнянням виду:

$$\begin{aligned} \frac{\partial Y_m(\tau)}{\partial \tau} &= (U_m \text{grad} Y_m) + K_g (Y_m^* - Y_m(\tau)) = \\ &= \left(U_{mx} \frac{\partial Y_m}{\partial x} + U_{my} \frac{\partial Y_m}{\partial y} + U_{mz} \frac{\partial Y_m}{\partial z} \right) - K_g (Y_m^* - Y_{m.u}(\tau)), \end{aligned} \quad (4.8)$$

де U_{mx}, U_{my}, U_{mz} – швидкість твердих частинок відносно осей x, y, z , м/с;
 $Y_m(\tau)$ – поточна концентрація частинок дрібної фракції в газовому потоці (у надшаровому (сепараційному) просторі), г/м³;
 Y_m^* – гранична концентрація частинок дрібної фракції в газовому потоці (у надшаровому (сепараційному) просторі), г/м³;
 $Y_{m.u}(\tau)$ – концентрація частинок дрібної фракції у шарі;
 τ – час, с;
 K_g – константа швидкості виносу, с⁻¹.

Враховуючи, що пневмотранспортний потік у сепараційному просторі спрямований по вертикалі і зміна концентрації дрібної фракції в потоці відбувається також у вертикальній площині, то допускаємо:

$$\frac{\partial Y_m}{\partial x} = 0; \quad \frac{\partial Y_m}{\partial y} = 0. \quad (4.9)$$

Оскільки у промислових апаратах здійснюється безперервний процес, то $\partial Y_{sm}(\tau) / \partial \tau = 0$. Враховуємо, що поточна координата z відповідає висоті сепараційного простору h . Тоді рівняння (4.8) запишеться як:

$$U_m \frac{dY_m}{dh} = -K_g (Y_m^* - Y_{m.u}). \quad (4.10)$$

Рівняння (4.10) характеризує кінетичний виніс, обумовлений виносом з шару дрібних частинок, швидкість витання яких менша за швидкість газового потоку, і динамічний (інерційний), обумовлений кінетичною енергією дрібних частинок, які виносяться з поверхні зваженого шару.

Інтегруючи рівняння (4.10)

$$\int_{Y_m}^{Y_m^*} \frac{dY_m}{(Y_m^* - Y_{m.u})} = -\frac{K_g}{U_m} \int_0^h dh, \quad (4.11)$$

отримуємо:

$$\ln \frac{Y_m}{(Y_m - Y_{m.ш})} = -\frac{K_\epsilon \cdot h}{U_m}. \quad (4.12)$$

Далі перетворюючи:

$$\lg Y_m = \lg(Y_m^* - Y_{m.ш}) - 2,3 \frac{K_\epsilon \cdot h}{U_m}. \quad (4.13)$$

Гранична концентрація частинок дрібної фракції у газовому потоці Y_m^* відповідає граничній концентрації частинок даної крупності ($Y_{к.ш}$), яка може виникнути в потоці за його повного «насичення» зваженими частинками, тобто $Y_m^* = Y_{к.ш}$. В ідеальному випадку при повному вилученні з шару дрібних частинок $Y_{m.ш} = 0$. Для стаціонарної ділянки сепараційного простору швидкість частинок (U_m) близька до швидкості потоку (w), тому в рівнянні (4.13) $U_m = w$.

Тоді:

$$\lg Y_m = \lg Y_m^* - 2,3 \frac{K_\epsilon \cdot h}{U_m} = \lg Y_{к.ш} - \frac{b}{w}. \quad (4.14)$$

Замінивши $a = \lg Y_{к.ш}$ і $b = 2,3 \cdot K_\epsilon \cdot h$, отримаємо рівняння для визначення концентрації (г/м^3) частинок окремої монофракції в газовому потоці на виході із сепараційної зони апарата:

$$\lg Y_m = a - \frac{b}{w}. \quad (4.15)$$

У роботі [375] показано, що між постійними « a » і « b » рівняння (4.15) та швидкістю витання існують функціональні зв'язки у вигляді залежностей:

$$a = m_1 \cdot 10^{\left(\frac{n_1}{u_s}\right)}; b = m_2 \cdot u_s^{n_2}, \quad (4.16)$$

які не вдається виразити одним рівнянням для дослідженого інтервалу зміни величини швидкості витання частинок. Причиною цього є складний характер явищ, що протікають при взаємодії частинок різного розміру з турбулентним потоком в каналах. При зміні розміру частинок змінюється режим обтікання частинок газовим потоком а, отже, й інтенсивність турбулізації прикордонного шару поверхні частинок.

На рис. 4.10, а представлено залежності концентрації дрібних частинок розміром менше 1 мм від ширини розвантажувального простору.

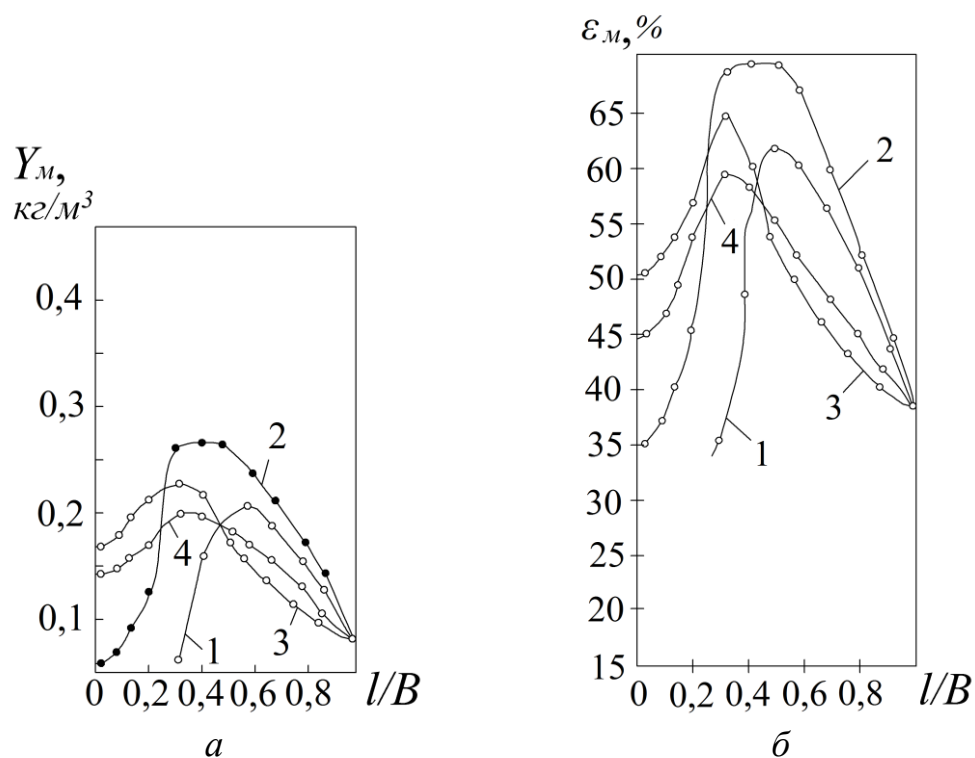


Рисунок 4.10 – Вплив конструктивних параметрів полиці

на винесення дрібної фракції з шару: *a* – залежність величини виносу від ширини розвантажувального простору; *b* – залежність ефективності вилучення від ширини розвантажувального простору.

Ступінь перфорації полиці: 1–4 – відповідно 0, 5 %, 15 %, 30 %. Кут нахилу полиці – 30°. Матеріал – гранульований суперфосфат (витрата – 6 кг/(м²·с))

На рис. 4.10, б представлено залежності ефективності вилучення фракції менше 1 мм у виніс від ширини розвантажувального простору. Кожна крива відповідає певному ступеню перфорації поличного контакту.

При встановленні в робочому об'ємі апарата похилої полиці з величиною відношення l/B , що змінюється в межах від $l/B = 1$ (вільний канал) до $l/B = 0,3$, збільшується ефективність вилучення з матеріалу фракції менше 1 мм у виніс, який для полиці з живим перерізом рівним 5 % досягає максимального значення (рис. 4.10). Закономірне підвищення величини виносу дрібної фракції зі зменшенням відношення l/B пояснюється підвищенням швидкості газового потоку, що йде через розвантажувальний простір. Процес пневмокласифікації матеріалу для полиць живим перерізом 0 (суцільна полиця) і 5 % йде більш інтенсивно, ніж для полиць із живим перерізом більше 15 %. Це пояснюється тим, що при малих значеннях живого перерізу поличного контакту газовий потік проходить переважно через розвантажувальний простір, а при великих – частина його проходить через отвори в полиці, викликаючи тим самим зменшення швидкості газового потоку в розвантажувальному просторі.

Ефективність вилучення дрібної фракції (менше 1 мм) у виніс, при величині відношення $l/B = 0,5$, має максимальне значення для полиці з живим перерізом рівним 5 % і мінімальне, для полиці з живим перерізом рівним 15 %. При встановленні в робочому об'ємі апарата суцільної полиці ($f_n = 0$) весь газовий потік проходить через розвантажувальний простір, зумовлюючи вилучення дрібної фракції матеріалу саме в цій зоні. Наявність перфорації у полиці (живий переріз до 5 %) викликає перерозподіл газового потоку, направляючи його частину в отвори полиці. При цьому газовий потік інтенсивно взаємодіє з матеріалом не тільки в зоні розвантажувального простору, а й на поверхні полиці. Це зумовлює підвищення ефективності вилучення дрібної фракції матеріалу на 20 % в апаратах з перфорованими полицями, у порівнянні з апаратами із суцільними полицями. Подальше зменшення ефективності вилучення дрібної фракції у виніс зі збільшенням живого перерізу похилої полиці до 15 % викликано посиленням ефекту

перерозподілу газового потоку. Швидкість газового потоку в розвантажувальному просторі зменшується настільки, що процес вилучення дрібної фракції матеріалу в цій зоні не досить інтенсивний, а кількість отворів ще й не забезпечує достатнього контакту фаз. Таке зменшення ефективності вилучення дрібної фракції з оброблюваного в апараті матеріалу веде до зменшення витрат на пилоочищення відпрацьованого повітря.

У діапазоні зміни величини відношення l/B , що відповідає підвищенню ефективності вилучення дрібної фракції у виніс, матеріал обробляється в апараті в режимі «гравітаційно падаючого шару». При цьому енергії висхідного газового потоку достатньо для ефективного вилучення дрібних частинок тонкого шару матеріалу, зваженого на поверхні стінки апарата в зоні розвантажувального простору. При зменшенні величини відношення l/B нижче значення 0,3 для перфорованої полиці і значення 0,5 для суцільної полиці настає зниження ефективності вилучення дрібної фракції матеріалу у виніс. Це відбувається оскільки частинки матеріалу, обробляючись в режимі «зваженого шару», активно перемішуються, концентрація, а отже, і стисненість циркуляційного руху, частинок підвищується в робочому об'ємі апарата, але енергії повітряного потоку недостатньо для ефективного вилучення дрібного компонента з шару матеріалу. Однак, активна дія повітряного струменя, що входить у зважений шар оброблюваного матеріалу, підвищує величину виносу та ефективність вилучення дрібної фракції матеріалу в гравітаційних поличних апаратах, порівняно з апаратами псевдозрідженого шару ($l/B = 0$) у 1,2–1,5 рази.

На рис. 4.11 зображено криві розподілу гранул суперфосфату за розмірами. Залежності показують, що гранули певного розміру мають максимальний відсотковий вміст в аналізованих пробах. У результаті ефекту, що виникає внаслідок перемішування частинок матеріалу в режимі «зваженого шару», вміст дрібної фракції над розвантажувальним простором більший (рис. 4.11, крива 2) і перевищує її вміст у шарі матеріалу, оброблюваного в апараті при встановленні в його робочому об'ємі похилих полиць із величиною відношення $l/B = 0,5$ (режим «гравітаційно падаючого шару») (рис. 4.11, крива 1).

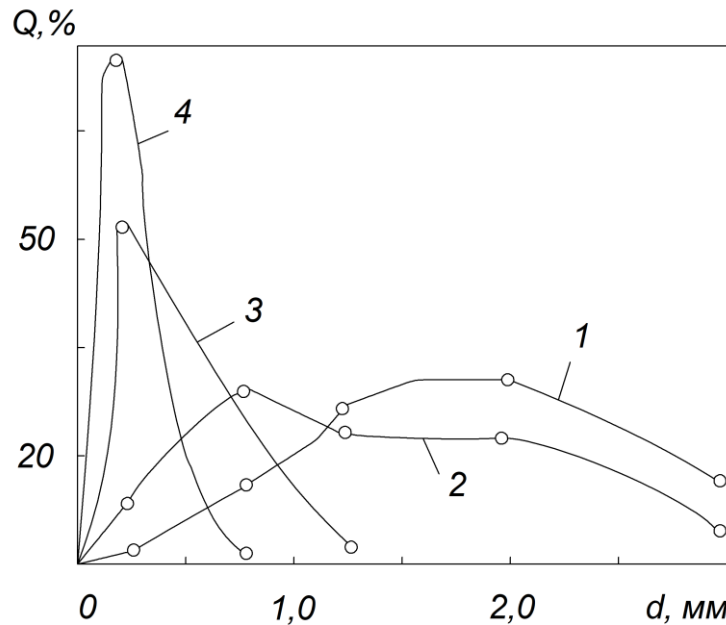


Рисунок 4.11 – Криві розподілу гранул суперфосфату за розмірами:

1 – провал після секції пневмокласифікації; 2 – провал після обробки матеріалу в режимі «зваженого шару»; 3 – виніс після обробки матеріалу в режимі «зваженого шару»; 4 – виніс із секції пневмокласифікації

Частинки, які було залучено у виніс з матеріалу оброблюваного в режимі «зваженого шару» (рис. 4.11, крива 3), містять більшу кількість дрібнодисперсної фракції (розміром менше 500 мкм), ніж при обробці матеріалу в режимі «гравітаційно падаючого шару» (рис. 4.11, крива 4). Тому спочатку в режимі «гравітаційно падаючого шару», при якому ефективно проводиться процес пневмокласифікації (виділення фракції менше 1 мм і більше 0,5 мм), треба відсепарувати ретур, а вже потім, в режимі «зваженого шару», безпосередньо проводити процес гранулювання. Таким чином, в поличному апараті вдається отримати товарну фракцію з більшим вмістом крупнодисперсних гранул.

Ефективність вилучення дрібної фракції матеріалу у виніс залежить від кута нахилу перфорованої полиці: для кутів нахилу 25–30° – досягає свого максимального значення, а для кутів нахилу менше і більше зазначеної межі – знижується. Зменшення ступеня ефективності вилучення дрібної фракції матеріалу у виніс при збільшенні кута нахилу полиці пояснюється тим, що

полиця при цьому не чинить гальмівну дію на потік матеріалу, який недостатньо інтенсивно взаємодіє з газовим потоком на поверхні полиці та в зоні розвантажувального простору. При зменшенні кута нахилу полиці, за рахунок часткового гальмування частинок матеріалу об її поверхню, відбувається зменшення кінетичної енергії потоку матеріалу, який значно легше зважується повітряним потоком в робочому об'ємі апарата. Однак, зменшення кута нахилу полиці до значень менших 25° сприяє надмірному накопиченню щільного шару матеріалу на поверхні полиці, що ускладнює вилучення дрібного компонента з вихідного матеріалу.

Таким чином, зміна конструктивних параметрів та розташування полиці в секції пневмокласифікації апарата дозволяє, шляхом зміни гідродинамічних режимів та інтенсивності зважування частинок матеріалу в робочому об'ємі апарата, регулювати процес вилучення дрібних фракцій у виніс в широких межах.

На рис. 4.12 показано залежності концентрацій окремих фракцій у виносі від швидкості газового потоку в робочому об'ємі апарата у вигляді функції $\lg y = f(l/w)$. Характер залежностей підтверджує збільшення концентрації частинок у потоці з підвищенням швидкості газового потоку у вільному перерізі апарата.

Дослідні дані (рис. 4.12) кожної фракції оброблялися у вигляді залежностей, яким відповідає рівняння виду:

$$\lg y = a - \frac{b}{w}, \quad (4.17)$$

де a, b – дослідні сталі;

y – концентрація частинок у сепараційному просторі апарата, що виносяться газовим потоком, г/м^3 ;

w – швидкість газового потоку, м/с .

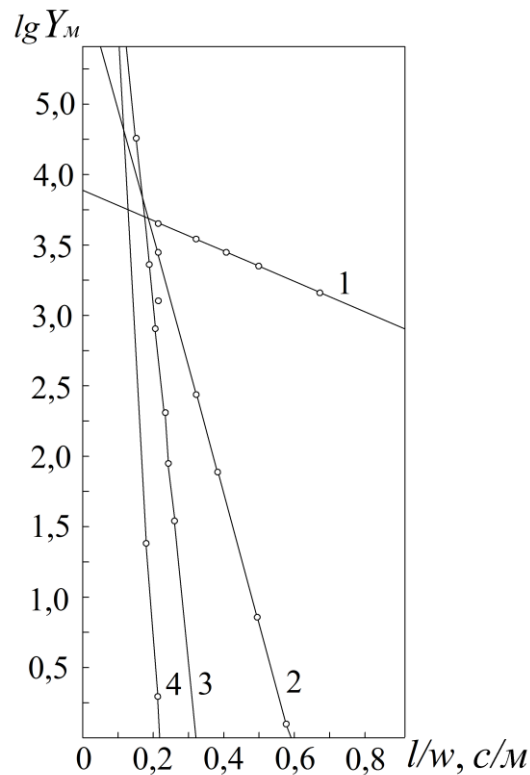


Рисунок 4.12 – Залежність концентрації частинок у газовому потоці від швидкості повітряного потоку:

1 – фракція $-0,5$ мм; 2 – фракція $+0,5-1$ мм;

3 – фракція $+1-1,6$ мм; 4 – фракція $+1,6-2,5$ мм.

Матеріал – гранульований суперфосфат (витрата – $6 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$)

Ордината точки перетину кожної прямої з віссю ординат відповідає значенню постійної a , яка є логарифмом того значення концентрації частинок в потоці, до якого вона прагне зі збільшенням швидкості потоку. Тангенс кута нахилу прямих до осі абсцис є постійною b . Значення експериментальних та розрахункових даних параметрів газодисперсного потоку представлено в табл. 4.1.

Аналіз дослідних даних показав, що між постійними a і b рівняння (4.17) та швидкістю витання існують функціональні зв'язки у вигляді кореляцій:

$$a = m_1 \cdot 10^{\left(\frac{n_1}{u_s}\right)}; \quad (4.18)$$

$$b = m_2 \cdot u_s^{n_2}, \quad (4.19)$$

де m_1, m_2, n_1, n_2 – дослідні сталі;

u_s – швидкість витання частинок, м/с.

Встановивши на основі дослідних даних значення постійних m_1, m_2, n_1 і n_2 рівнянь (4.18) та (4.19), маємо наступні залежності:

$$a = 3,46 \cdot 10^{-\left(\frac{0,25}{u_s}\right)}; \quad b = 0,044 \cdot u_s^{2,2}, \quad \text{при } u_s \leq 5,1 \text{ м/с}; \quad (4.20)$$

$$a = 10 \cdot 10^{-\left(\frac{3,5}{u_s}\right)}; \quad b = 0,07 \cdot u_s^{2,2}, \quad \text{при } u_s > 5,1 \text{ м/с}. \quad (4.21)$$

Рівняння (4.20) та (4.21) застосовуються для умов класифікації зернистих матеріалів у поличному апараті.

З метою порівняльного аналізу були проведені експериментальні дослідження щодо пневмосепарації полідисперсної суміші гранульованого суперфосфату в апараті псевдозрідженого шару. Для цих умов застосовні такі залежності:

$$a = 5,0 \cdot 10^{-\left(\frac{0,75}{u_s}\right)}; \quad b = 0,15 \cdot u_s^{0,51}, \quad \text{при } u_s \leq 5,1 \text{ м/с}. \quad (4.22)$$

Рівняння (4.22) застосовується для умов сепарації гранульованих матеріалів в апараті псевдозрідженого шару.

4.5 Математична модель кінетики гранулювання у багатоступневих поличних апаратах

Математична модель розроблялася за таких умов. У секції гранулювання встановлювалися перфоровані полиці з кутом нахилу 25–30° і живим перерізом

15 %. На першому ступені полиця встановлювалася з величиною відношення $l/B = 0,3$, на другому – $l/B = 0,2$, на третьому – $l/B = 0,15$ (рис. 4.2). Зазначені співвідношення зумовлюють послідовне зниження швидкості газового потоку від верхнього ступеня до нижнього з таким розрахунком, щоб гранули, розмір яких менший за певний, не могли провалюватися на нижчерозташований ступінь і підтримуються газовим потоком у зваженому стані. У той же час, ця швидкість не достатня для підтримки у зваженому стані укрупнених гранул, які провалюються на нижчий ступінь гранулювання.

Апарати класичного зваженого шару, на відміну від багатоступеневих апаратів, мають відомі методики розрахунку. Нова ж форма організації руху потоків вимагає обґрунтованого теоретичного опису.

Розглянемо перенесення матеріальних потоків у процесі укрупнення гранул на окремих ступенях в умовах, що постійно змінюються у часі. Для процесу гранулювання на трьох ступенях апарата (рис. 4.13) маємо наступну систему рівнянь:

$$\begin{cases} \frac{\partial M_1(\tau)}{\partial \tau} \int_0^{\infty} f_1(D) dD = M_{i-1} \int_0^{\infty} f_{i-1}(D) dD - M_{i+1} \cdot \theta_{i1} \int_0^{\infty} f_{i+1}(D) dD; \\ \frac{\partial M_2(\tau)}{\partial \tau} \int_0^{\infty} f_2(D) dD = M_{i-2} \int_0^{\infty} f_{i-2}(D) dD - M_{i+2} \cdot \theta_{i2} \int_0^{\infty} f_{i+2}(D) dD; \\ \frac{\partial M_3(\tau)}{\partial \tau} \int_0^{\infty} f_3(D) dD = M_{i-3} \int_0^{\infty} f_{i-3}(D) dD - M_{i+3} \cdot \theta_{i3} \int_0^{\infty} f_{i+3}(D) dD, \end{cases} \quad (4.23)$$

де M_1, M_2, M_3 – маса гранул на відповідному ступені гранулювання, кг;

τ – час, с;

$f_i(D)$ – функція розподілу гранул за розмірами на відповідному ступені апарата;

D – поточний діаметр гранул, м;

θ_i – ймовірність переходу гранул з вищерозташованого ступеня на нижчерозташований.

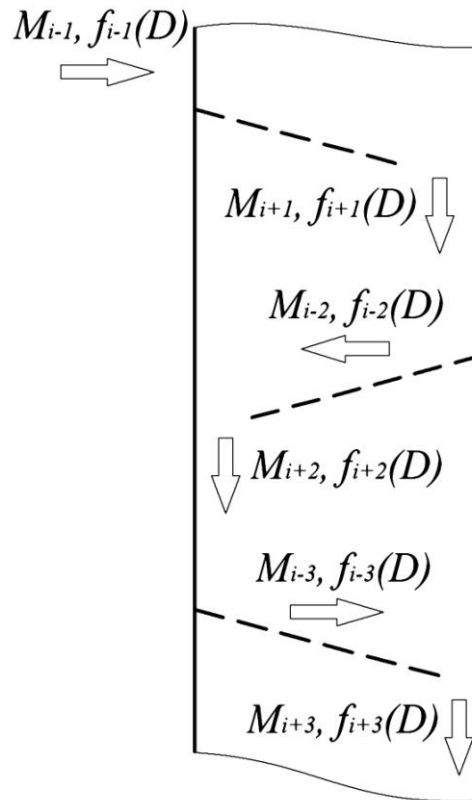


Рисунок 4.13 – Розрахункова схема руху матеріалу в поличному багатоступеневому апараті

Відповідно до умов сполучення на межах ступенів, маємо:

$$M_{i+1} = M_{i-2}; M_{i+2} = M_{i-3}; \quad (4.24)$$

$$f_{i+1}(D) = f_{i-2}(D); f_{i+2}(D) = f_{i-3}(D). \quad (4.25)$$

Рівняння (4.23) показує, що в робочому об'ємі апарата гранули певного гранулометричного складу приходять на кожну зі ступенів і залишають його після здійснення процесу гранулювання вже з великим вмістом укрупнених гранул. Умовою переходу гранул із вищерозташованих ступенів на нижчерозташовані є ймовірність такого переходу, як функція відношення швидкостей витання гранул W_1 до швидкості газового потоку W_2 в розвантажувальному просторі між кінцем полиці і стінкою апарата:

$$\theta = f\left(\frac{W_1}{W_2}\right). \quad (4.26)$$

Із усієї сукупності гранул вищерозташованого ступеня гранулювання на нижчерозташований ступінь перейдуть («проваляться») гранули, розмір яких у процесі гранулювання досягає величини достатньої для подолання аеродинамічного опору газового потоку в розвантажувальному просторі, тобто повинна дотримуватися умова:

$$\frac{W_1}{W_2} > 1. \quad (4.27)$$

Якщо розмір гранул менший деякого критичного значення і $W_1/W_2 < 1$, то такі гранули зважуються газовим потоком і виносяться в робочий об'єм цього ж ступеня на повторний процес гранулювання до тих пір, поки не досягнуть критичного розміру і маси, достатніх для провалу на нижчерозташований ступінь гранулювання.

Функція розподілу гранул за розмірами виразиться у вигляді:

$$\frac{\partial f(D)}{\partial \tau} = \text{div}(u_T f(D)) + \frac{\partial(vf(D))}{\partial D} - \frac{\partial f(D)}{\partial G_y} \cdot \frac{dG_y}{d\tau}. \quad (4.28)$$

Отже, згідно з рівнянням (4.28), функція зміни щільності розподілу гранул за розмірами, в будь-якій локальній області шару, визначається переміщенням гранул з однієї точки робочого об'єму апарата в інший. Це відбувається за рахунок:

1) вимушеного руху потоку частинок (перший доданок враховує конвективне перенесення гранул):

$$\text{div}(u_T f(D)) = \frac{\partial u_{TX} f(D)}{\partial X} + \frac{\partial u_{TY} f(D)}{\partial Y} + \frac{\partial u_{TZ} f(D)}{\partial Z}; \quad (4.29)$$

2) збільшення діаметра гранул (другий доданок враховує швидкість лінійного зростання гранул);

3) винесення з шару дрібних частинок (третій доданок).

Нехтуємо зміною гранульованого складу за рахунок конвективного перенесення та винесенням дрібних гранул за рахунок подрібнення та стирання. У такому разі рівняння (4.28) запишеться у вигляді:

$$\frac{\partial f(D)}{\partial \tau} = \frac{v \partial(f(D))}{\partial D}. \quad (4.30)$$

Для багатоступеневого апарата рівняння (4.30) інтерпретується як система рівнянь виду:

$$\begin{cases} \frac{\partial f_1(D)}{\partial \tau} = \frac{v_1 \partial(f_1(D))}{\partial D}; \\ \frac{\partial f_2(D)}{\partial \tau} = \frac{v_2 \partial(f_2(D))}{\partial D}; \\ \frac{\partial f_3(D)}{\partial \tau} = \frac{v_3 \partial(f_3(D))}{\partial D}. \end{cases} \quad (4.31)$$

Розв'язання перетворенням Лапласа рівнянь системи (4.31) представиться у вигляді залежностей:

$$D_1 = D_0 + v_1 \cdot [\ln f_{i+1}(D) - \ln f_{i-1}(D)] \cdot \tau_1; \quad (4.32)$$

$$D_2 = D_1 + v_2 \cdot [\ln f_{i+2}(D) - \ln f_{i-2}(D)] \cdot \tau_2; \quad (4.33)$$

$$D_3 = D_2 + v_3 \cdot [\ln f_{i+3}(D) - \ln f_{i-3}(D)] \cdot \tau_3. \quad (4.34)$$

Відповідно значення швидкостей зростання гранул на кожному ступені гранулювання:

$$v_1 = \frac{dD_1}{d\tau_1} = \frac{D_0 \cdot g_1 \cdot \rho_{ГР}}{3 \cdot \rho_{ОБ} \cdot \sqrt[3]{\left(g_1 \cdot \frac{\rho_{ГР}}{\rho_{ОБ}} \cdot \tau_1 + 1\right)^2}}; \quad (4.35)$$

$$v_2 = \frac{dD_2}{d\tau_2} = \frac{D_1 \cdot g_2 \cdot \rho_{ГР}}{3 \cdot \rho_{ОБ} \cdot \sqrt[3]{\left(g_2 \cdot \frac{\rho_{ГР}}{\rho_{ОБ}} \cdot \tau_2 + 1\right)^2}}; \quad (4.36)$$

$$v_3 = \frac{dD_3}{d\tau_3} = \frac{D_2 \cdot g_3 \cdot \rho_{ГР}}{3 \cdot \rho_{ОБ} \cdot \sqrt[3]{\left(g_3 \cdot \frac{\rho_{ГР}}{\rho_{ОБ}} \cdot \tau_3 + 1\right)^2}}, \quad (4.37)$$

де g_1, g_2, g_3 – питома витрата матеріалу прирощеного шару (віднесена до маси гранул) на відповідному ступені гранулювання, кг/(кг·с);

$\rho_{ГР}$ – щільність матеріалу гранул, кг/м³;

$\rho_{ОБ}$ – щільність матеріалу прирощеного шару (оболонки), кг/м³.

Аналіз отриманих залежностей (4.35)–(4.37) показує, що кінетика зростання гранул у завислому шарі залежить від початкового розміру частинок, питомої витрати і щільності суспензії, а також від щільності самих гранул.

Результати досліджень щодо укрупнення гранул показано у вигляді гістограм розподілу частинок за розмірами (рис. 4.14).

Як видно з рис. 4.14, на кожному ступені гранулювання у зваженому шарі концентруються гранули більш-менш вузької фракції, причому розмір гранул збільшується від верхньої полиці до нижньої.

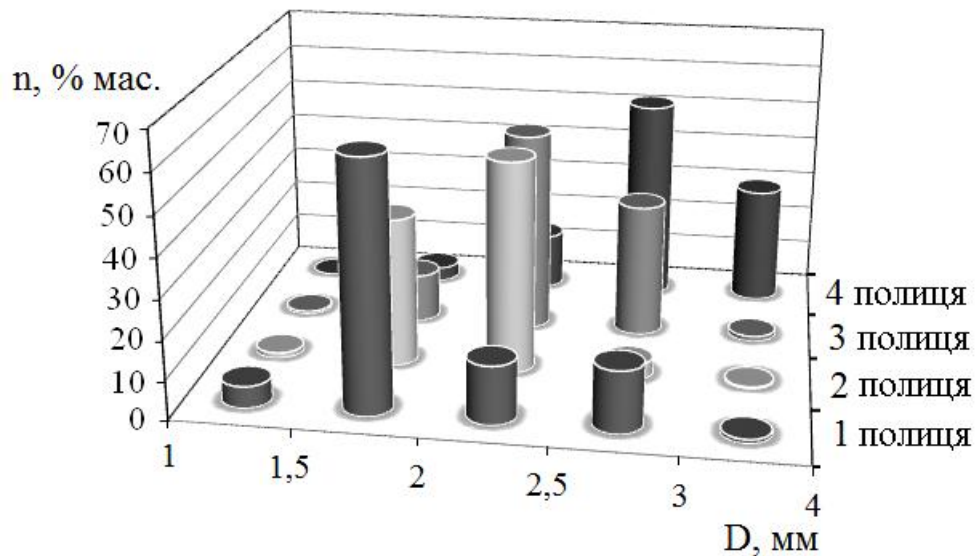


Рисунок 4.14 – Гістограми розподілу частинок за розмірами в процесі гранулювання на відповідних полицях багатоступеневого апарата

4.6 Висновки до четвертого розділу

1. Обґрунтовано особливості та переваги багатоступневих (поличних) апаратів. Виявлені перспективи використання цих апаратів для процесу гранулювання, а також обґрунтована конструкція апарата із похилими перфорованими полицями.

2. Надано експериментальні результати дослідження гідродинаміки руху газового потоку у поличному апараті зваженого шару. Експериментально доведено, що при певних конструктивних параметрах ($l/B = 0,15$ та живий перетин полиці 15 %) спостерігається значне збільшення швидкості газового потоку у зоні розвантажувального простору, що позитивно впливає на здійснення тепло- та масообмінних процесів.

3. Представлено результати моделювання гідродинамічної структури руху газодисперсного потоку у гравітаційному поличному апараті за допомогою програмного продукту «Ansys CFX». Співставлення цих результатів із фотографічними знімками реальної гідродинамічної структури, отриманими за допомогою швидкісної зйомки, дозволило обґрунтувати наявність різних гідродинамічних режимів зважування твердих частинок у поличному апараті.

4. Отримано емпіричні рівняння для визначення швидкості газового потоку, при якій реалізовується гідродинамічний режим завислого шару.

5. Розроблено математичну модель сепарації твердих частинок зі зваженого шару, отримано рівняння для визначення величини виносу твердих частинок із шару за окремими фракціями. Це дозволяє прогнозувати гранулометричний склад ретуру, при подачі якого у шар гранульованих частинок, можна прогнозувати гранулометричний склад готового продукту.

6. Розроблено математичну модель кінетики гранулювання у багатоступневих поличних апаратах, яка дозволяє визначити розподіл частинок, які гранулюються, по їх розмірам на кожній полиці багатоступеневого гранулятора.

Основні результати дослідження опубліковані в наукових працях: [37, 70, 278, 295, 324, 376–379].

РОЗДІЛ 5
ТЕОРЕТИЧНИЙ ОПИС УМОВ ВПЛИВУ НА МІЖФАЗНИЙ
ТЕПЛООБМІН У НЕОДНОРІДНОМУ СЕРЕДОВИЩІ
«ГАЗ – ТВЕРДА ФАЗА»

5.1 Закономірності охолодження та зміна температури гранул після контакту з повітрям у грануляційній башті

Для вирішення задачі щодо визначення температури гранули треба знати, яка температура повітря, що контактує з поверхнею гранул. У нижню частину грануляційної башти поступає повітря з температурою навколишнього середовища. Потім, при своєму русі до верхньої частини башти, це повітря увесь час контактує з потоком гарячих гранул. Це призводить до підвищення температури повітря за рахунок тепла, яке передається від гранул. Тому на першому етапі треба визначити, яким чином та по якій закономірності відбувається це підвищення температури.

В основу таких розрахунків покладено рівняння теплового балансу:

$$G_{пл} \cdot (c_{пл} \cdot (T_{пл.н} - T_{пл.к}) + z_{кр} + c_{гр} \cdot (T_{пл.к} - T_{гр.к})) = G_{пов} \cdot c_{пов} \cdot (T_{пов.к} - T_{пов.н}), \quad (5.1)$$

де $c_{пл}$ – питома теплоємність плаву;

$z_{кр}$ – питома теплота фазового переходу у результаті кристалізації плаву;

$c_{гр}$ – питома теплоємність гранули;

$c_{пов}$ – питома теплоємність повітря;

$T_{пл.н}$, $T_{пл.к}$ – відповідно початкова та кінцева температури плаву;

$T_{гр.к}$ – кінцева температура гранули;

$T_{пов.н}$, $T_{пов.к}$ – відповідно початкова та кінцева температури повітря.

Залежність зміни температури повітря залежить від часу його контакту з гранулами, що рухаються у башті. Виходячи з цього, можна розглядати межі контакту повітря у часі від початку його входження у грануляційну башту до часу, який дорівнює часу перебування гранул у башті або часу падіння гранули. Час падіння гранули можна визначити з гідродинамічного розрахунку руху гранули, знаючи при цьому висоту грануляційної башти [79].

На підставі лабораторних досліджень, знаючи температуру гранул у нижній частині грануляційної башти, можна визначити за рівнянням (5.1) кінцеву температуру повітря, яке виходить з грануляційної башти.

Із огляду на структуру рівняння (5.1) та враховуючи гідродинамічні розрахунки щодо часу руху гранули та зміни її швидкості можна припустити, що залежність зміни температури повітря, що контактує з поверхнею гранули, змінюється по лінійній залежності від початкової температури $T_{нов.н}$ до кінцевої температури $T_{нов.к}$ з часом τ , який є змінною величиною. Враховуємо також, що за початковий вимір часу контакту повітря з гранулами приймається час, коли повітря вже нагріється до температури $T_{нов.к}$, а для гранули це буде початкова температура контакту з повітрям. Тоді рівняння для визначення температури повітря, що контактує з поверхнею гранули, запишеться у вигляді:

$$T_{нов} = \frac{\tau \cdot T_{нов.к} - \tau \cdot T_{нов.н} + \tau_n \cdot T_{нов.н} - \tau_k \cdot T_{нов.к}}{\tau_n - \tau_k}, \quad (5.2)$$

Визначення температури повітря на поверхні гранули та зміни цього показника у часі дозволяє підійти до наступного етапу розрахунків. Це визначення температури у середині гранули за відомими теплофізичними властивостям матеріалу, з якого створюється гранула. За основу таких розрахунків було прийнято відоме диференціальне рівняння теплопровідності, яке за умови симетричної задачі має вигляд [375]:

$$\frac{\partial T(r, \tau)}{\partial \tau} = a \cdot \left(\frac{\partial^2 T(r, \tau)}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial T(r, \tau)}{\partial r} \right), \quad (5.3)$$

де $\tau > 0$; $0 < r < R$;

a – коефіцієнт теплопровідності;

R – радіус зовнішньої поверхні краплі;

r – змінна величина радіусу гранули.

Розв'язанням рівняння (5.3) щодо зміни температури по радіусу гранули у залежності від часу у загальному вигляді буде:

$$T(r, \tau) = T_{нов} + (T_{зр} - T_{нов}) \cdot \left(\sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 \cdot (-1)^{n+1} \cdot R \cdot \sin\left(\frac{n \cdot \pi \cdot r}{R}\right) \cdot e^{-\frac{n^2 \cdot \pi^2 \cdot a \cdot \tau}{R^2}}}{r \cdot n \cdot \pi} \right), \quad (5.4)$$

де $T_{зр}$ – температура поверхні гранули у даний час, що визначається при чисельному розрахунку, як значення температури поверхні гранули, що розраховано під час попередньої ітерації.

Рівняння (5.4) можливо розв'язати за допомогою конкретних даних чисельними методами. Тому для перевірки можливості аналізу швидкості охолодження не тільки на поверхні гранули, а і її середньої частини було проведено теоретичний аналіз температурного профілю гранули. При цьому розроблено методику та алгоритм і проведено відповідні розрахунки.

Прикладом такого розрахунку процесу охолодження гранули у виробництві карбаміду є наступні дані, що отримані за умови початкової температури гранул $t_{зр.n} = 141^\circ\text{C}$, початкової температури повітря $t_{нов.n} = 40^\circ\text{C}$. Отримані розрахункові результати наведено на рис. 5.1. Аналіз розрахункових результатів показує, що температура гранул у нижній частині грануляційної башти дорівнює $60\text{--}62^\circ\text{C}$. Дана температура відповідає практично підтверженій кінцевій температурі гранули, яка вимірювалась на експериментальному стенді.

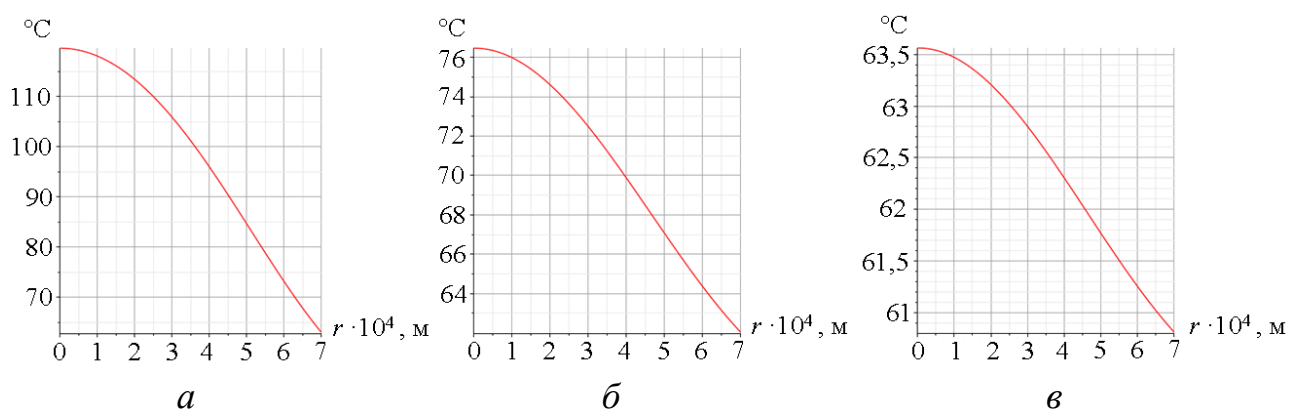


Рисунок 5.1 – Розподіл температури по радіусу гранули карбаміду діаметром 1,4 мм: *a* – через 0,8 с; *б* – через 3,5 с; *в* – через 6,85 с (кінець руху)

Кінцева температура охолодження гранул має важливе практичне значення. Вона визначає завершеність процесу кристалізації плаву та кінець протікання модифікаційних переходів всередині гранули. Затвердіння гранули певного діаметра виникне тільки при зниженні її температури до достатньої величини. Для завершення процесу кристалізації (більше 90 %) у гранулі карбаміду достатньо знизити температуру гранули від початкової 135–140°C до температури нижче 100°C. Тобто достатньо мінімального переохолодження в межах 35–40°C. Але на процес кристалізації, окрім температурних умов, можуть впливати інші фактори. Це і фізико-хімічні властивості плаву, наявність залишкових центрів кристалізації тощо. Тому час протікання процесу кристалізації на практиці дещо збільшується. Наприклад, для карбаміду час затвердіння поверхні гранули дорівнює 4–5 с. Тому часу охолодження гранули в межах 6–7 с (переохолодження на 80°C) (рис. 5.1, *в*) цілком достатньо для отримання гранули карбаміду із задовільною структурою, міцністю та якісними характеристиками.

Треба визнати, що теоретично отриманий температурний профіль за рівнянням (5.4) не може бути точним показником реальних температур гранули при її падінні у грануляційній башті. Це зумовлено впливом процесу пошарової кристалізації від поверхні до центру гранули. Тому у рівнянні (5.3) треба вводити доданок, який би враховував вказаний процес.

5.2 Міжфазний теплообмін і розмежування основних стадій теплопере-несення в системі «газ – тверда фаза» у зважених шарах

Процес міжфазного теплообміну буде описуватися диференціальними рівняннями теплопровідності Фур'є та теплового балансу по газовому потоку:

$$\frac{\partial t(r, \tau)}{\partial \tau} = a_T \left(\frac{\partial^2 t(r, \tau)}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial t(r, \tau)}{\partial r} \right); \quad (5.5)$$

$$\frac{\partial t_c(\eta, \tau)}{\partial \tau} + W(\eta) \frac{\partial t_c(\eta, \tau)}{\partial \eta} = - \frac{\alpha(R, W) f_w}{c\rho} [t_c(\eta, \tau) - t(r, \tau)]. \quad (5.6)$$

Вважаємо, що маємо рівномірне розподілення температури за обсягом твердої частинки в початковий момент часу, і процес охолодження є досить тривалим.

У разі «складної» задачі тепло переносу (при значенні критерія Біо у інтервалі $0 < Bi < \infty$) виникає необхідність визначення динаміки зміни температурних полів у твердій частинці при її теплообміні із навколишнім середовищем. Розподіл температур по поточному радіусу r всередині одиночної частинки при початкових умовах, що передбачають рівномірний розподіл температури за об'ємом твердої частинки у початковий момент часу τ_0 :

$$\tau > \tau_0, 0 < r < R, t(r, \tau_0) = f(r); \quad (5.7)$$

умовах симетрії:

$$t(0, \tau) \neq \infty; \frac{\partial t(0, \tau)}{\partial r} = 0, \quad (5.8)$$

та граничних умов 3-го роду (закон конвективного теплообміну між поверхнею частинки та навколишнім середовищем):

$$\lambda_m \frac{\partial t(r, \tau)}{\partial r} = \alpha [t(r, \tau) - t_H] \quad (5.9)$$

запишеться у вигляді вирішення рівняння (5.5) [375]:

$$\frac{t(r, \tau) - t_c}{t_n - t_c} = \sum_{n=1}^{\infty} A_n \frac{\sin\left(\mu_n \frac{r}{R}\right)}{\mu_n \frac{r}{R}} \exp(-\mu_n^2 \cdot Fo). \quad (5.10)$$

Оскільки процес охолодження є досить тривалим, то критерій Фур'є $Fo \geq 0,3$, нескінченний ряд (5.10) швидко сходиться і можна обмежитися лише першим членом ряду ($n = 1$). Тоді:

$$\frac{t(r, \tau) - t_c}{t_n - t_c} = A_1 \frac{\sin\left(\mu_1 \frac{r}{R}\right)}{\mu_1 \frac{r}{R}} \exp(-\mu_1^2 \cdot Fo), \quad (5.11)$$

де $t(r, \tau)$ – температура частинки у точці з поточним радіусом r з плином часу, °С;

t_n – початкова температура частинки, °С;

t_c – температура охолоджуючого середовища, °С;

r, R – поточний та зовнішній радіуси частинки, м;

Fo – критерій Фур'є;

a_m – коефіцієнт теплопровідності матеріалу частинки, м²/с;

A_1, μ_1 – постійна та корень рівняння; $A_1 = f(Bi)$; $\mu_1 = f(Bi)$;

Bi – критерій Біо;

α – коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м²·К);

λ_m – коефіцієнт теплопровідності матеріалу частинки, Вт/(м·К).

У разі «внутрішньої» задачі тепло переносу критерій Біо $Bi \rightarrow \infty$ і температура середовища t_c поблизу частинки дорівнює температурі її поверхні t_n і є постійної величиною (гранична умова 1-го роду). При цьому з рівняння (5.5) отримуємо вираз (при $Fo \geq 0,3$ та $n = 1$) для визначення температурного поля всередині частинки у вигляді:

$$\frac{t(r,t) - t_c}{t_n - t_c} = \frac{2 \sin\left(\pi \frac{r}{R}\right)}{\pi \frac{r}{R}} \exp(-\pi^2 \cdot Fo). \quad (5.12)$$

При значенні критерія Біо $Bi \rightarrow 0$ задача теплопереносу є «зовнішньою». При цьому температура рівномірно розподілена по координаті r частинки, тобто $t(r, \tau) = t_{cep}(\tau)$. При граничному переході $t(r, \tau) Bi \rightarrow 0$ із рівняння (5.11) отримуємо:

$$\frac{t_{cep}(\tau) - t_c}{t_n - t_c} = \exp(-3Bi \cdot Fo). \quad (5.13)$$

Той самий результат можна отримати інтегруванням рівняння балансу тепла на кордоні «тверда частинка – навколишнє середовище», при умові, що температура поверхні частинки дорівнює середній температурі навколишнього середовища, тобто $t_{nos} = t_c$ та $\alpha = \text{const}$. Тоді:

$$\frac{dt}{d\tau} = -\frac{\alpha f_m}{c_m \rho_m} [t(r,t) - t_c]. \quad (5.14)$$

Тоді після поділу змінних та перетворень, отримуємо:

$$\frac{dt}{t(r,t)-t_c} = -\frac{\alpha f_m}{c_m \rho_m} d\tau = -\frac{\alpha R^2 \lambda_m 3}{\lambda_m c_m \rho_m R^3} d\tau = -3 \frac{\alpha R}{\lambda_m} d \frac{\alpha_m \tau}{R^2} = -3 Bid F_o. \quad (5.15)$$

Інтегруючи у межах від 0 до F_o та від t_n до $t_{cep}(\tau)$ отримуємо рівняння (5.13). У разі «зовнішньої» задачі, припускаючи стаціонарність температурного поля повітряного потоку, рівняння (5.6) набуває вигляду:

$$W \frac{dt_c(\eta)}{d\eta} = -\frac{\alpha f_{cl}}{c\rho} [t(r,\tau) - t_c(\eta)]. \quad (5.16)$$

Тоді температура середовища за висотою h при її ідеальному витісненні змінюється відповідно до рівняння:

$$\frac{t_{II} - t_c(\eta)}{t_{II} - t_{сн}} = \exp\left[-\frac{\alpha 3(1-\varepsilon)}{Wc\rho R} h\right]. \quad (5.17)$$

Розмежування «зовнішньої» та «внутрішньої» задач можливе за співвідношенням температурних натисків між температурою центру частинки та її середньою об'ємною температурою, а також між температурою центру частинки та середовища. Отримуємо температурний симплекс у вигляді:

$$\Delta_T = \frac{t_u - t_{cep}}{t_u - t_{cep}}. \quad (5.18)$$

Вважаючи в рівнянні (5.11) спочатку $r \rightarrow R$ (поверхня частинки) та $t(r, \tau) = t_{нов}$, потім $r \rightarrow 0$ (центр частинки) та $t(r, \tau) = t_u$, отримаємо відповідне рішення у вигляді:

$$\frac{t_{нов} - t_c}{t_n - t_c} = A_1 \frac{\sin \mu_1}{\mu_1} \exp(-\mu_1^2 \cdot F_o); \quad (5.19)$$

$$\frac{t_u - t_c}{t_n - t_c} = A_1 \exp(-\mu_1^2 \cdot Fo). \quad (5.20)$$

Вираз для визначення середньоінтегральних (за об'ємом частинки) температур $t_{сер}$ має вигляд:

$$\frac{t_{сер} - t_c}{t_n - t_c} = B_1 \exp(-\mu_1^2 \cdot Fo), \quad (5.21)$$

де B_1 – постійна рівняння.

Постійні рівняння A_1 та B_1 знаходяться за спеціальними таблицями та номограмами [375].

Аналогічно, вважаючи $r \rightarrow R$, $t(r, \tau) = t_{нов}$ і $r \rightarrow 0$, $t(r, \tau) = t_u$, отримуємо рішення у вигляді:

$$\frac{t_{нов} - t_c}{t_n - t_c} = \frac{2 \sin \pi}{\pi} \exp(-\pi^2 \cdot Fo); \quad (5.22)$$

$$\frac{t_u - t_c}{t_n - t_c} = 2 \exp(-\pi^2 \cdot Fo). \quad (5.23)$$

та відповідно, враховуючи середньоінтегральну (по об'єму частинки) температуру $t_{сер}$, маємо:

$$\frac{t_{сер} - t_c}{t_n - t_c} = \frac{6}{\pi^2} \exp(-\pi^2 \cdot Fo). \quad (5.24)$$

Підставляючи у вираз (5.18) замість температур відповідні рішення (5.20), (5.21) та перетворюючи їх, отримаємо:

$$\Delta_T = 1 - \frac{B_1 \exp(-\mu_1^2 Fo)}{A_1 \exp(-\mu_1^2 Fo)}. \quad (5.25)$$

Практичне використання рівняння (5.25) передбачає конкретизацію меж зміни симплексу Δ_T . При $\Delta_T \rightarrow 0$ перенесення тепла відбувається за умов «зовнішньої» (безградієнтної) задачі, коли весь термічний опір зосереджено зовні частинки. При $\Delta_T \rightarrow 0,7$ весь опір теплоперенесення зосереджено всередині частинки, теплообмін протікає в умовах «внутрішньої» задачі.

У практичних розрахунках відношення задачі до «зовнішньої» чи «внутрішньої» обумовлено прийнятною точністю розрахунку. Так, допускаючи похибку не більше 5 %, відноситимемо задачу до «зовнішньої» при $\Delta_T \leq 0,05$ чи до «внутрішньої» – при $\Delta_T \geq 0,65$. Оскільки кожному значенню симплексу Δ_T відповідає певна величина критерія Біо, то значенню $\Delta_T = 0,05$ відповідає $Bi = 0,2$, а значенню $\Delta_T = 0,65$ – $Bi = 20$. Це відповідає загальноприйнятим критеріям, коли при $Bi \leq (0,1-0,2)$ задача теплопереносу вважається «зовнішньою», а при $Bi \geq 20$ – «внутрішньою» [375].

Для псевдозріджених та завислих шарів значення критерію Біо лежить у діапазоні $0,1 < Bi \leq 4,0$. Розрахунки показують, що при $Bi = 0,1$ симплекс $\Delta_T = 0,03$, а при $Bi = 4,0$ симплекс $\Delta_T = 0,5$. Тобто при значеннях $Bi \leq 0,2$ розрахунки теплопереносу у псевдозріджених та завислих шарах слід проводити як для «зовнішньої» задачі теплообміну, а при $0,2 < Bi \leq 4,0$ – як для «складної».

Для розмежування «зовнішньої» і «балансової» задач використовуємо рівняння (5.17), враховуючи, що лімітує процес теплоперенесення з потоком агента, що зважує зернистий шар. Зазвичай постулюють повне перемішування твердої фази (а, отже, і її постійну температуру) і рух газу у режимі ідеального витіснення. При цьому температурний симплекс дорівнює:

$$\Delta_T = \frac{t_n - t_{ck}}{t_n - t_{ch}} = \exp\left(-\frac{3\alpha(1-\varepsilon)}{Wc\rho R} h\right). \quad (5.26)$$

Задача буде однозначно балансовою у разі $\Delta_T' \rightarrow 0$, коли температура газу, який виходить із зернистого шару, буде наближатися до температури частинок у шарі. Оскільки для апаратів, які працюють за схемою змішування у системі «газ – тверді частки», мінімальною різницею температур є $\Delta t_{min} = 5-10^\circ\text{C}$, то для охолоджувачів псевдозрідженого та зваженого шарів $\Delta_T' = 0,07$. При значенні $\Delta_T' < 0,07$ задачу слід вважати «балансовою». При цьому висота зернистого шару має становити менше 30 мм, що відповідає активній зоні теплообміну [295]. Збільшення висоти шару до 200–500 мм досягається з метою гідродинамічної стабілізації киплячого шару. Тому тепловий розрахунок апаратів псевдозрідженого шару здебільшого проводиться з урахуванням «балансової» задачі – за допомогою рівнянь теплового балансу.

У апаратах з активною гідродинамікою зважених шарів (аерофонтанні шари, закручені потоки і т.п.) активна зона теплообміну займає практично повністю робочий об'єм і тепловий розрахунок апаратів даного типу необхідно проводити на основі «складної» задачі, за допомогою рівнянь (5.19)–(5.21) та (5.17).

5.3 Математична модель міжфазного теплообміну у гетерогенній системі «газ – тверда фаза»

Більшість існуючих математичних моделей процесу теплоперенесення в газодисперсних системах представлені досить складними рівняннями, що вирішуються наближеними методами та дозволяють аналізувати параметри технологічного процесу лише якісно. Більш «практичні» математичні моделі не описують процес теплоперенесення в цілому для системи, а охоплюють лише окремі стадії теплообміну для зернистого шару – «зовнішню» чи «балансову».

Тепловий розрахунок, що впливає із «зовнішньої» задачі теплообміну, зводиться до вирішення рівнянь теплового балансу (визначення витрати охолоджуючого середовища або кінцевої температури продукту), що базуються на стаціонарності гідродинамічних режимів і є дуже спрощеними.

Використання «внутрішньої» задачі теплообміну при визначенні часу охолодження гранули не є коректним, оскільки в цьому питанні розглядається теплоперенесення тільки для одиночної частинки.

Коректне і більш точне визначення кінетичних параметрів процесу конвективного охолодження частинок у зваженому шарі матеріалу (темпу та часу охолодження, температурного профілю) можливе тільки при математичному моделюванні в логічному взаємозв'язку «одиночна частинка – ансамбль частинок – зважений шар».

Із цією метою, на основі системного аналізу [295], розроблена математична модель процесу конвективного охолодження у зваженому шарі матеріалу, що включає кілька ієрархічних рівнів. Перший рівень розглядає сукупність теплофізичних параметрів, що визначають швидкість перебігу теплообмінного процесу у локальному об'ємі по відношенню до одиночної частинки. Другий рівень розглядає процес теплоперенесення у виділеному елементарному об'ємі з декількома частинками (ансамбль частинок). Третій рівень розглядає теплоперенесення, що протікає в масштабі робочого об'єму апарата з урахуванням гідродинамічної моделі руху потоку матеріалу.

Процес теплоперенесення на першому рівні розглядаємо у разі, коли критерій $0 \leq Bi < \infty$. У даному випадку виникає необхідність розрахунку температури у центрі твердої частинки t_y (максимальної по всьому об'єму частинки) при її теплообміні із навколишнім середовищем. Приймаємо: частинку кулястої форми радіусом R , яка представляє собою однорідне та ізотропне середовище та характеризується певними величинами температуропровідності (a_m), теплоємності (c_m) та щільності (ρ_m). Температура навколишнього середовища t_c та коефіцієнт тепловіддачі α залишаються постійними протягом усього процесу охолодження τ .

При цьому процес теплопереносу описується диференціальним рівнянням теплопровідності у загальному вигляді:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a_m \left(\frac{\partial^2 t(x, \tau)}{\partial x^2} + \frac{\Gamma}{x} \frac{\partial t(x, \tau)}{\partial x} \right), \quad (5.27)$$

де t – температура матеріалу, °С;

a_m – коефіцієнт теплопровідності, м²/с;

τ – час, с;

x – координата точки, м.

Більшість зернистих матеріалів по формі частинок наближуються більш-менш до сферичної (наприклад, гранули мінеральних добрив), але деякі мають форму приблизно циліндричну. У першому випадку, приймаючи в рівнянні (5.27) $\Gamma = 2$, а $x = r$ (поточний радіус сфери) приходимо до рівняння:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a_m \left(\frac{\partial^2 t}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial t}{\partial r} \right). \quad (5.28)$$

У другому випадку, приймаючи в рівнянні (5.27) $\Gamma = 1$, а $x = r$ (поточний радіус циліндру) та $R \ll l$ (l – довжина циліндру) маємо:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a_m \left(\frac{\partial^2 t}{\partial r^2} + \frac{l}{r} \frac{\partial t}{\partial r} \right). \quad (5.29)$$

Рішення рівнянь (5.28) та (5.29) при початкових умовах (5.7), умовах симетрії (5.8) та граничних умовах 3-го роду (5.9) мають вигляд:

$$\frac{t_n - t(r, \tau)}{t_n - t_c} = 1 - \sum_{n=1}^{\infty} A_{n1} \frac{\sin\left(\mu_{n1} \frac{r}{R}\right)}{\mu_{n1} \frac{r}{R}} \exp(\mu_{n1}^2 \cdot Fo); \quad (5.30)$$

$$\frac{t_n - t(r, \tau)}{t_n - t_c} = 1 - \sum_{n=1}^{\infty} A_{n2} l_0 \left(\mu_{n2} \frac{r}{R} \right) \exp(\mu_{n2}^2 \cdot Fo), \quad (5.31)$$

де A_{n1}, A_{n2} – сталі величини, які відповідно дорівнюють:

$$A_{n1} = \frac{2(\sin \mu_{n1} - \mu_{n1} \cos \mu_{n1})}{\mu_{n1} - \sin \mu_{n1} \cos \mu_{n1}} = (-1)^{n+1} \frac{2Bi \sqrt{\mu_{n1}^2 + (Bi-1)^2}}{\mu_{n1}^2 + Bi^2 - Bi}; \quad (5.32)$$

$$A_{n2} = \frac{2Bi}{I_0(\mu_{n2})[\mu_{n2}^2 + Bi^2]}; \quad (5.33)$$

μ_{n1}, μ_{n2} – корні рівняння, які відповідно дорівнюють:

$$\mu_{n1} = tg_{n1}(Bi-1); \quad (5.34)$$

$$A_{n2} = \frac{I_0(\mu_{n2})Bi}{I_1(\mu_{n2})}, \quad (5.35)$$

$I_0(\mu_{n2}), I_1(\mu_{n2})$ – відповідно функції Беселя першого роду нульового та першого порядку;

$t(r, \tau)$ – температура частинки в точці з поточним радіусом r за проміжок часу τ , °С;

t_n – початкова температура частинки, °С;

t_c – температура охолоджуючого повітря, °С;

r, R – відповідно поточний та зовнішній радіуси сфери (циліндру), м;

Fo – критерій Фур'є;

a_m – коефіцієнт теплопровідності матеріалу, м²/с;

Bi – критерій Біо;

α – коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м²·К);

λ_m – коефіцієнт теплопровідності матеріалу частинки, Вт/(м·К).

Значення сталих A_{n1}, A_{n2} та коренів μ_{n1}, μ_{n2} приводяться в таблицях [375] у залежності від значення критерія Біо.

Значення середньооб'ємних температур знайдено за формулою:

$$t_{cep}(\tau) = \frac{\Gamma}{R^{\Gamma+1}} \int_0^R r^{\Gamma} t(r, \tau) dr. \quad (5.36)$$

Застосовуючи відношення (5.36), отримуємо для:
сферичних частинок –

$$\frac{t_n - t_{cep}(\tau)}{t_n - t_c} = 1 - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{6}{\mu_{n1}^2} B_{n1} \exp(-\mu_{n1}^2 Fo); \quad (5.37)$$

циліндричних частинок –

$$\frac{t_n - t_{cep}(\tau)}{t_n - t_c} = 1 - \sum_{n=1}^{\infty} \frac{4}{\mu_{n2}^2} B_{n2} \exp(-\mu_{n2}^2 Fo), \quad (5.38)$$

$$\text{де } B_{n1} = \frac{Bi^2}{\mu_{n1}^2 + Bi^2 - Bi}; \quad (5.39)$$

$$B_{n2} = \frac{Bi^2}{\mu_{n2}^2 + Bi^2}. \quad (5.40)$$

За рівняннями (5.39) та (5.40) визначають значення коренів μ_{n1} та μ_{n2} , задаючись відповідними значеннями сталих B_{n1} та B_{n2} , які знаходяться з таблиць [375].

Як зазначалося вище, процеси конвективного теплообміну у зважених шарах включають дві стадії: теплообмін між газовим потоком і поверхнею твердих частинок і перенесення тепла всередині самих частинок. Залежно від того, яка з цих стадій – перша чи друга – лімітує швидкість процесу, говорять відповідно про «зовнішню» чи «внутрішню» задачі теплообміну, при сумісності швидкостей обох стадій – про «складну» задачу. Розмежування «зовнішньої» і «внутрішньої» задач можливе, як відомо, за значенням критерію

Біо (Bi). Якщо $Bi \leq 0,1$ – задача теплообміну вважається «зовнішньою» (термічним опором усередині частинки нехтуємо), якщо $Bi \geq 20$ – задача теплообміну вважається «внутрішньою».

Проаналізуємо два граничні випадки – стосовно зважених шарів зернистого матеріалу (наприклад, режиму псевдозрідження). Допустимо критерій $Bi = 0,1$ (верхня межа «зовнішньої» задачі). При даному значенні критерію Біо величина критерію Нуссельта (Nu) повинна бути близько $Nu = 2-2,5$ ($\alpha = 27-35$ Вт/м²·К), що характерно лише для дисперсних потоків із низькою концентрацією частинок, коли зіткнення між ними незначні, відносні швидкості їх невеликі та конвективною складовою теплоперенесення можна знехтувати. Зрозуміло, що для псевдозріджених систем дані властивості нехарактерні, оскільки середні значення коефіцієнта тепловіддачі таких систем досягають $\alpha = 150-200$ Вт/м²·К [375]. При даних значеннях коефіцієнта тепловіддачі величина критерію $Bi = 0,1$, а розмір частинок повинен дорівнювати 300–400 мкм. Матеріал, що містить фракції частинок зазначеного розміру, можна обробляти тільки в режимі пневмотранспорту, а для псевдозрідження в промисловості використовуються фракції 1–4 мм. При $Bi = 0,1$ коефіцієнт теплопровідності частинок дорівнює $\lambda_m = 2$ Вт/м·К, що є на порядок вище значень, характерних для гранул мінеральних добрив, частинок знефтореного фосфату та багатьох технічних солей. Таким чином, суто «зовнішньої» задачі теплообміну не повинно бути при моделюванні процесу охолодження (як і теплоперенесення в цілому) у апаратах зваженого на газорозподільних решітках зернистого шару.

Допустимо критерій $Bi = 20$ (нижня межа «внутрішньої» задачі теплообміну). При цьому можливі лише такі ситуації: коефіцієнт тепловіддачі дорівнює $\alpha = 7000$ Вт/м²·К, що характерно тільки для високотурбулізованого потоку рідини, кипіння або конденсації пари; коефіцієнт теплопровідності дорівнює $\lambda_m = 0,01$ Вт/м·К, що характерно тільки для газів; розмір твердих частинок дорівнює 70 мм, що характерно для крупнокускового матеріалу, який не обробляється у апаратах завислого шару. Безумовно, для моделювання

теплоперенесення при псевдозрідженні дрібнозернистого матеріалу потоком повітря неприйнятна і суто «внутрішня» задача.

Таким чином, при моделюванні процесу теплоперенесення у зважених шарах зернистого матеріалу маємо «складну» задачу теплообміну, коли $0,1 < Bi < 20$. У даному випадку до рівняння (5.28) застосовуються граничні умови 3-го роду (5.9), що передбачають рівність кількостей тепла, підведеного зсередини частинки до її поверхні та відданої поверхнею частинки у навколишнє середовище.

Тоді рівняння (5.10) набуває вигляду:

$$\frac{t(r, \tau) - t_c}{t_n - t_c} = \sum_{n=1}^{\infty} B_n \sqrt{\mu_n^2 + (Bi - 1)^2} \frac{\sin \mu_n \frac{r}{R}}{\mu_n \frac{r}{R}} \exp(-\mu_n^2 Fo), \quad (5.41)$$

$$\text{де постійна } B_n = (-1)^{n+1} \frac{2Bi}{\mu_n^2 + Bi^2 - Bi}. \quad (5.42)$$

Оскільки процес охолодження є досить тривалим, то критерій Фур'є $Fo \geq 0,3$, нескінченний ряд (5.41) швидко сходиться і можна обмежитися лише першим членом ряду ($n = 1$).

Приймаємо в рівнянні (5.41) $R \rightarrow 0$ (центр частинки). Тоді $[\sin \mu_n(r/R)/\mu_n(r/R)] \rightarrow 1$ і рівняння (5.41) набуває вигляду:

$$\frac{t_u - t_c}{t_n - t_c} = B_1 \sqrt{\mu_1^2 + (Bi - 1)^2} \exp(-\mu_1^2 Fo). \quad (5.43)$$

Температура у центрі частинки дорівнює:

$$t_u = (t_n - t_c) B_1 \sqrt{\mu_1^2 + (Bi - 1)^2} \exp(-\mu_1^2 Fo) + t_c. \quad (5.44)$$

Корінь μ_1^2 рівняння (5.44) дорівнює:

$$\mu_1^2 = \frac{2Bi}{B_1} - Bi^2 + Bi. \quad (5.45)$$

Стала B_1 визначається по спеціальним таблицям [375].

Вираз для визначення часу охолодження частинки отримуємо, якщо розв'язуємо рівняння (5.43) відносно τ (входить у критерій Fo):

$$\tau_{ox} = \frac{R^2}{a_m \mu_1^2} \ln \left[\frac{B_1 \sqrt{\mu_1^2 + (Bi - 1)}}{\frac{t_y - t_c}{t_n - t_c}} \right]. \quad (5.46)$$

Тривалість процесу охолодження є найважливішим кінетичним параметром, що впливає на енерговитрати та габарити апарата. В інженерних розрахунках прийнято користуватися графіками виду:

$$\frac{t_y - t_c}{t_n - t_c} = f(Bi, Fo). \quad (5.47)$$

Такі графіки як у джерелі [375], так і в інших літературних джерелах, представлені тільки для умов нагрівання сферичних частинок. Графіки для процесу охолодження представлені в літературі набагато рідше. Дані графіки побудовані, виходячи з аналітичних рішень рівняння теплопровідності, і є графічною інтерпретацією результатів розрахунку, а тому неточні. Так, за рівнянням (5.44) температура центру частинки в процесі охолодження від початкової температури $t_n = 75^\circ\text{C}$ виходить рівною $t_y = 38^\circ\text{C}$, за графіком – $t_y = 34^\circ\text{C}$, за графіком – $t_y = 28^\circ\text{C}$. Відповідно, час охолодження частинок за

формулою (5.46) дорівнює $\tau_{ox} = 5,3$ с, а виходячи з графіків $\tau_{ox} = 3,3$ с. Тобто помилка графічного визначення зазначених параметрів становить 10–40 %.

Найбільш зручною і раціональною формою для інженерних розрахунків є аналітичне визначення сталих A_1 , B_1 і кореня μ_1 у вищезазначених рівняннях.

При цьому:

$$A_1 = \frac{2Bi\sqrt{(Bi-1)\mu_1^2}}{\mu_1^2 + Bi^2 - Bi}; \quad (5.48)$$

$$B_1 = \frac{Bi}{\mu_1^2 + Bi^2 - Bi}. \quad (5.49)$$

З рівнянь (5.48) і (5.49) одержуємо аналітичні залежності для визначення кореня:

$$\mu_1 = \frac{v + \sqrt{v^2 - 4c}}{2}; \quad (5.50)$$

$$\text{або } \mu_1 = \sqrt{\frac{Bi^2}{B_1} - Bi^2 + Bi}, \quad (5.51)$$

$$\text{де } v = \frac{2Bi}{Ai}; \quad (5.52)$$

$$c = \frac{(Bi^2 - Bi)(2 - A_1)}{A_1}. \quad (5.53)$$

За допомогою методу найменших квадратів були оброблені дані таблиць [375] і отримані рівняння регресії для визначення сталих A_1 і B_1 :

$$A_I = 0,274 (Bi) + 1,0, \text{ при } 0 < Bi \leq 0,1; \quad (5.54)$$

$$A_I = 0,29 (Bi) + 1,0, \text{ при } 0,1 < Bi \leq 1,0; \quad (5.55)$$

$$A_I = 0,183 (Bi) + 1,1, \text{ при } 1,0 < Bi \leq 2,0; \quad (5.56)$$

$$A_I = 0,13 (Bi) + 1,22, \text{ при } 2 < Bi \leq 4,0; \quad (5.57)$$

$$B_I = 0,47 (Bi) + 0,01, \text{ при } 0,1 \leq Bi < 0,5; \quad (5.58)$$

$$B_I = 0,325 (Bi) + 0,06, \text{ при } 0,5 \leq Bi < 1,0; \quad (5.59)$$

$$B_I = 0,30 (Bi) + 0,1, \text{ при } 1,0 \leq Bi \leq 2,0; \quad (5.60)$$

$$B_I = 0,25 (Bi) + 0,05, \text{ при } 2,0 < Bi \leq 4,0. \quad (5.61)$$

Діапазон $0,1 \leq Bi \leq 4,0$ характерний для завислих (псевдозріджених) систем. Порівняння результатів розрахунку за рівняннями (5.54)–(5.61) з еталонними даними таблиць [375] показало відносну похибку 0,1–1,2 % (при визначенні постійної A_I) і 0,1–1,5 % (при визначенні постійної B_I). Максимальні значення похибок спостерігалися на границях зазначених меж зміни критерію Біо.

Рівняння (5.51) для визначення кореня μ_I виявилася більш точною в порівнянні з рівнянням (5.50). Погрішність щодо еталонних даних таблиць [375] склала для рівняння (5.51) 0,2–1,7 %, у той час як для рівняння (5.50) – від 8 до 40 %. Для одержання більш точних результатів у знаменник формули (5.50) доцільно ввести поправочний коефіцієнт K , який визначається:

$$K = Bi^{0,15}, \text{ при } 0,1 \leq Bi < 1,0; \quad (5.62)$$

$$K = Bi^{0.2}, \text{ при } 1,0 \leq Bi \leq 2,0; \quad (5.63)$$

$$K = Bi^{0.35}, \text{ при } 2,0 < Bi \leq 4,0. \quad (5.64)$$

Тоді рівняння (5.50) прийме вигляд:

$$\mu_1 = \frac{b + \sqrt{b^2 - 4c}}{2K}. \quad (5.65)$$

Розрахунки за рівнянням (5.65) показали, що величина відносної похибки знизилася до 0,1–5 % і в кілька разів нижче, ніж для рівняння (5.66).

Таким чином, одержання аналітичних залежностей для визначення сталих A_1 , B_1 і кореня μ_1 дозволяє скласти методики інженерного розрахунку теплопереносу без застосування даних таблиць і монограм джерела [375], а також значно спростити алгоритм розрахунку (у протилежному випадку приходиться на кожному кроці задаватися визначеним значенням постійних і кореня з таблиць, що є трудомістким процесом).

Методика інженерного розрахунку теплопереносу при охолодженні шароподібної частинки складається з наступних етапів:

- 1) за рівняннями (3.112) – (3.119) (5.54)–(5.61) визначаються сталі A_1 і B_1 ;
- 2) за рівнянням (5.65) чи (5.51) визначається корінь μ_1 ;
- 3) за рівнянням (5.30) визначається температурне поле частинки;
- 4) за рівнянням (5.44) визначається температура центра частинки (як максимальна за об'ємом);
- 5) за рівнянням (5.46) визначається час охолодження.

Представлена методика розрахунку теплопереносу характеризує перший ієрархічний рівень «частинка – навколишнє середовище».

Процес теплоперенесення на другому рівні розглядаємо в умовах, за яких параметри безперервно змінюються як у часі, так і в просторі вздовж траєкторії руху частинок у межах виділеного об'єму V .

Диференціальне рівняння теплового балансу для виділеного об'єму запишеться у вигляді суми складових кількостей тепла, яке надходить у елементарний об'єм з твердими частинками та відводиться із нього, а також відводиться від поверхні твердих частинок у газовий потік за рахунок конвекції:

$$\begin{aligned}
 & \int_V \frac{\partial t(\tau)}{\partial \tau} c_T u_T \left[N \rho_T \frac{4}{3} \pi R^3 \int_0^x f(R, \tau) dR \right] dV = \\
 & \int_V \frac{\partial t(x, \tau)}{\partial x} c_T u_T \left[N \rho_T \frac{4}{3} \pi R^3 \int_0^x f(R, \tau) dR \right] dV - \\
 & - \int_V \frac{\partial t(x + \Delta x, \tau)}{\partial x} c_T u_T \left[N \rho_T \frac{4}{3} \pi R^3 \int_0^x f(R, \tau) dR \right] dV - \\
 & - \int_V \alpha(R, w) [t(R, \tau) - t_c(\tau)] \left[N \pi R^2 \int_0^x f(R, \tau) dR \right] dV.
 \end{aligned} \tag{5.66}$$

Рівняння (5.66) неможливо вирішувати класичними математичними методами, тому виконаємо перетворення. Запишемо об'ємну концентрацію частинок у шарі N (шт./м³) як:

$$N = \frac{n \rho_T}{V_g \rho_g} = \frac{n \rho_T}{G_g} = \frac{3 \rho_T G_T}{4 \pi R^3 \rho_T \int_0^x f(R, \tau) dR G_g} = \frac{3 G_p}{4 \pi R^3 \int_0^\infty f(R, \tau) dR}, \tag{5.67}$$

та вираз

$$N \cdot \pi R^2 = F_{ui} = 6 \cdot (1 - \varepsilon) / d, \tag{5.68}$$

де G_p – відносна витрата, як відношення витрат продукту та повітря, (кг/кг);

ε – порізність шару;

d – середній діаметр частинок у шарі, м;

u_m – швидкість твердих частинок по осі x , м/с.

Відкидаючи у рівнянні (5.67) знаки інтегрування та з урахуванням умови нормування функції розподілу частинок за розмірами:

$$\int_0^x f(R, \tau) dR = 1. \quad (5.69)$$

Отримуємо:

$$G_p c_m \rho_m \frac{\partial t(\tau)}{d\tau} = G_p c_m \rho_m u_m \frac{\partial t(\Delta x, \tau)}{\partial x} - F_{cl} \alpha(R, w) [t(R, \tau) - t_c(\tau)]. \quad (5.70)$$

Розв'язання рівняння (5.70) дозволяє отримати вираз для розрахунку температурного профілю у завислому шарі зернистого матеріалу з урахуванням особливостей гідродинаміки потоку в робочому об'ємі апарата (третій рівень).

Якщо в рівнянні (5.70) для режиму «ідеального витиснення» припустити $\partial t(\tau) / \partial \tau = 0$, отримуємо вираз для визначення температури шару матеріалу, який рухається уздовж газорозподільної решітки зі швидкістю частинок u_m :

$$t(\Delta x) = t(x) \exp \left[\frac{\alpha 6(1 - \varepsilon)}{G_p c_m \rho_m d} \right] \frac{x}{u_T}; \quad (5.71)$$

або кінцевої температури матеріалу –

$$t_{TK} = t_{СП} + (t_{П} - t_{СП}) \exp \left[- \frac{\alpha 6(1 - \varepsilon)}{G_p c_m \rho_m d} \right] \frac{l}{u_T}. \quad (5.72)$$

Для режиму «ідеального змішування» в рівнянні (5.70) припустимо $\partial t(\Delta x, \tau) / \partial x = 0$. Тоді отримаємо вираз для визначення температури шару

матеріалу, який переміщується у киплячому чи завислому шарі за час перебування його частинок τ_{np} :

$$t(\Delta\tau) = t(\tau) \exp\left[-\frac{\alpha b(1-\varepsilon)}{G_p c_m \rho_m d}\right] \tau_{np}. \quad (5.73)$$

або кінцевої температури матеріалу –

$$t_{TK} = t_{СП} + (t_{ТП} - t_{СП}) \exp\left[-\frac{\alpha b(1-\varepsilon)}{G_p c_m \rho_m d}\right] \tau_{np}. \quad (5.74)$$

Розрахунок кінцевої температури матеріалу, який охолоджується за рахунок руху потоку по похилим полицям у поличному апараті, проводять по комбінованій моделі «ідеальне витиснення (на поверхні полки) – ідеальне перемішування (над розвантажувальним простором)» відповідно рівнянню:

$$t_{TK} = t_{СП} + (t_{ТП} - t_{СП}) \exp\left[-\left(\frac{l_{П}}{u_T} + \tau_{np}\right) \frac{\alpha b(1-\varepsilon)}{G_p c_m \rho_m d}\right]. \quad (5.75)$$

Значення коефіцієнта тепловіддачі α , який входить до рівнянь (5.72), (5.74) та (5.75), знаходяться за критеріальними рівняннями відповідно конкретним умовам міжфазного теплообміну.

Розроблена математична модель дозволяє скласти інженерну методику розрахунку процесу охолодження матеріалу в апаратах киплячого чи завислого шарів, яка складається із двох основних етапів:

1) за рівнянням (5.46) визначається час охолодження частинок матеріалу до технологічно необхідної температури t_k^* ;

2) за рівнянням (5.72), або (5.74), або (5.75) визначається кінцева температура матеріалу, виходячи з умови $t_k \leq t_k^*$; $\tau_{ox} \leq \tau_{np}$; $\tau_{ox} \leq (x/u_T)$.

На рис. 5.2 представлено результати моделювання у вигляді графічної залежності поточних значень середньооб'ємної температури гранул від швидкості газового потоку, які характеризують певну ефективність охолодження гранул у різних гідродинамічних режимах.

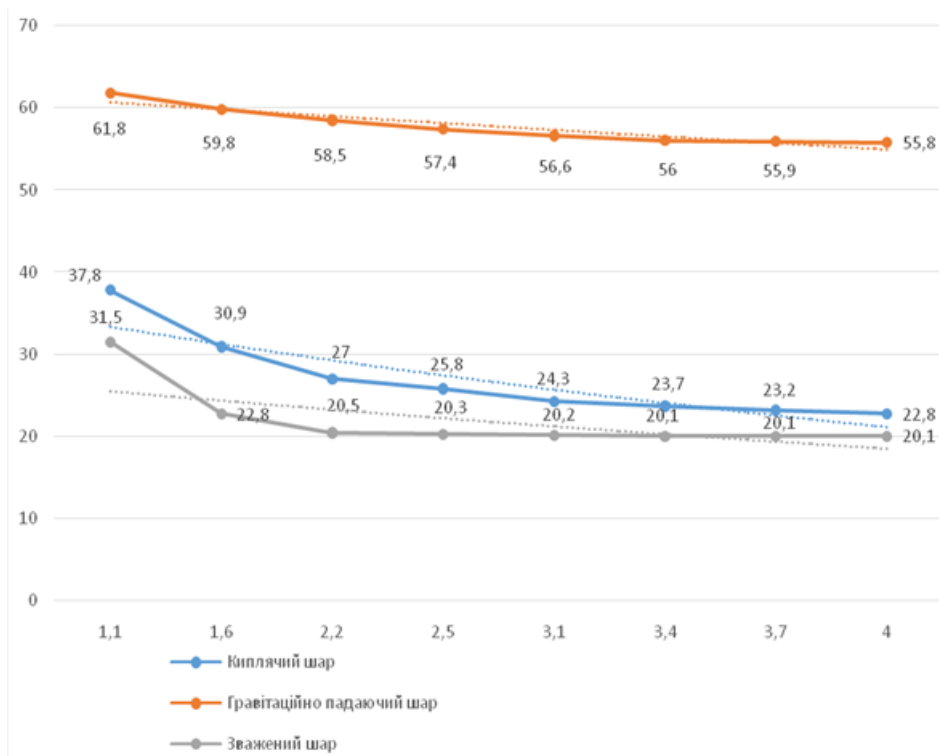


Рисунок 5.2 – Графік залежності середньооб'ємної температури гранул від швидкості повітряного потоку в киплячому, гравітаційно падаючому та зваженому шарах при часу охолодження 8,33 с

Розрахунки проводились для умов охолодження гранул суперфосфату (середній діаметр – 2 мм; початкова температура гранул – 90°C; початкова температура повітря 20°C; приведена форма – сферична).

У гідродинамічному режимі гравітаційно падаючого шару ефективність охолодження гранул достатньо низька, бо це показує пологий характер залежності, яка має вигляд практично прямої лінії. Даний факт пояснюється недостатнім часом перебування гранул у робочому об'ємі апарата, який працює у гідродинамічному режимі гравітаційно падаючого шару. Різниця між поточними значеннями середньооб'ємної температури гранул у діапазоні

швидкостей газового потоку 1,1–3,1 м/с доволі незначна та складає $\Delta t = 0,8\text{--}2^\circ\text{C}$. Негативна тенденція ($\Delta t = 0,1\text{--}0,6^\circ\text{C}$) зберігається навіть при високих швидкостях газового потоку (3–4 м/с). Тобто гідродинамічний режим гравітаційно падаючого шару не може бути рекомендований для ефективного та повного охолодження гранул суперфосфату до технологічно необхідної температури 40–45°C.

Відомо, що процеси міжфазного теплообміну в гетерогенних системах включають дві основні стадії:

- 1) обмін теплом між газовим потоком і поверхнею твердих частинок;
- 2) теплоперенесення всередині самих частинок.

Залежно від цього, яка з цих стадій (перша чи друга) лімітує швидкість процесу теплопереносу, мають відповідно «зовнішню» чи «внутрішню» задачу теплопереносу, а при сумісності швидкостей обох стадій – «складну» задачу. На практиці зустрічаються технологічні процеси, швидкості яких визначаються відведенням тепла із зернистого шару потоком зріджувального агенту. У такому разі маємо «балансову» задачу.

Процеси охолодження зернистих матеріалів у псевдозріджених та зважених шарах протікають, як правило, у кілька стадій, що суттєво ускладнює інженерні розрахунки, оскільки інтенсивність міжфазного теплоперенесення залежить від його швидкості на кожній окремій стадії. Методику розрахунку теплоперенесення можна спростити, якщо позначити найбільш повільну (лімітуючу) стадію, яка визначає швидкість всього процесу.

5.4 Особливості міжфазного теплообміну частинок матеріалу з висхідним повітряним потоком

Вплив швидкості повітряного потоку на інтенсивність процесу міжфазного теплообміну представлено залежністю критерію Нуссельта від критерію Рейнольдса $Nu = f(Re)$ (рис. 5.3), який враховує особливості процесу міжфазного теплообміну, що протікає окремо як на поверхні похилої полиці, так і в зоні розвантажувального простору.

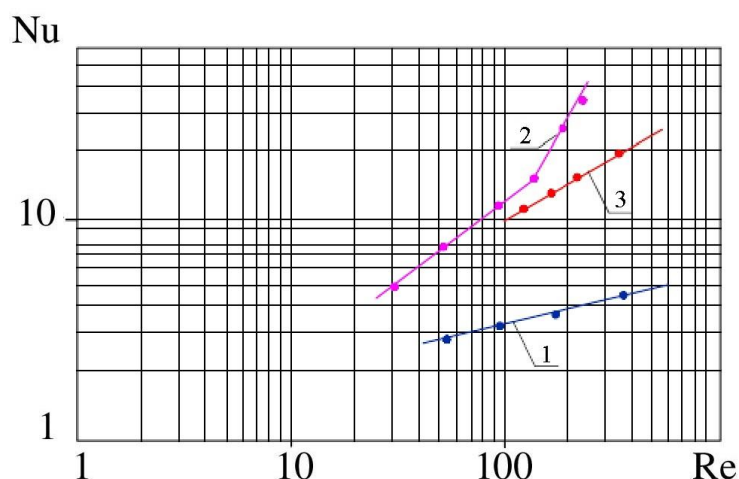


Рисунок 5.3 – Вплив швидкості газового потоку на інтенсивність міжфазного теплообміну: 1 – режим гравітаційно падаючого шару; 2 – режим зваженого шару; 3 – киплячий шар на горизонтальній решітці.

Матеріал – гранульований суперфосфат (витрата – $6 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$)

Із графіка видно, що інтенсивність міжфазного теплообміну між повітряним потоком, що надходить із отворів похилої полиці, і частинками, які знаходяться на поверхні полиці, підвищується незначно зі збільшенням швидкості повітряного потоку у вільному перетині апарата. Це зумовлено тим, що частинки матеріалу, які поступають із завантажувального патрубку, рухаються поверхнею полиці з досить великою швидкістю, а час контакту частинок з повітряними струменями, що виходять з отворів полиці, невеликий. Тому процес охолодження частинок матеріалу на поверхні похилої полиці лімітується не гідродинамічними умовами, що впливають на процес міжфазного теплообміну, а довжиною полиці, тобто часом перебування частинок матеріалу. Тому температура шару матеріалу під час руху поверхнею похилої полиці знижується незначно, тобто з початкової 90°C на вході полиці до 75°C в кінці полиці і до $60\text{--}66^\circ\text{C}$ в зоні розвантажувального простору. За рахунок недостатнього часу контактування шару матеріалу з повітряним потоком, що швидко рухається, значення критерію Nu , отримані для умов міжфазного теплообміну на поверхні похилої полиці в умовах реалізації в робочому об'ємі апарата режиму гравітаційно падаючого шару, потрапляють в область менше 2.

Залежність шару частинок, зважених у зоні розвантажувального простору, як гравітаційно падаючого шару, має складніший характер (рис. 5.3, залежність 2). При відносно невисоких значеннях $Re < 173$ (швидкість повітряного потоку до 2,4 м/с) інтенсивність міжфазного теплообміну невисока. Потік матеріалу, розвантажуючись з похилої полиці, рухається за інерцією в напрямку стінки апарата і, гальмуючись об її поверхню, утворює ущільнений шар матеріалу. Енергії повітряного потоку, що рухається через розвантажувальний простір із незначною швидкістю, недостатньо для проникнення газового струменю вглиб шару, концентрація частинок, в якому зростає. Тому в шарі спостерігається стисненість руху частинок одна відносно одної, що призводить до падіння їх відносної швидкості, до зменшення свободи їх орієнтування і обертання, а також сприяє зменшенню поверхні інтенсивного контакту частинок матеріалу з повітряним потоком.

При подальшому збільшенні швидкості повітряного потоку, негативний вплив зростання концентрації частинок у зоні простору розвантажувальної щілини на інтенсивність міжфазного теплообміну зменшується і при значенні $Re \geq 173$ повністю вироджується. Після точки перегину ($Re = 173$) спостерігається значне підвищення інтенсивності міжфазного теплообміну в результаті підвищеної турбулізації повітряного потоку, який рухається через розвантажувальний простір зі збільшеною швидкістю.

Збільшення швидкості повітряного потоку в розвантажувальному просторі призводить до ущільнення упаковки частинок в шарі накопичення матеріалу. У результаті цього повітряний потік омиває такий шар матеріалу лише по його периферії, проходячи в основному через розвантажувальний простір, вільний від матеріалу. Тому у внутрішніх точках об'єму шару матеріалу, частинки недостатньо контактують із повітряним потоком і не встигають ефективно охолонути перед виведенням їх із шару через розвантажувальний простір. У зв'язку з цим, збільшення інтенсивності міжфазного теплообміну із підвищенням швидкості повітряного потоку в цілому, для режиму гравітаційно падаючого шару (при $l/B = 0,5$ та $f_n = 5\%$)

відбувається повільно (рис. 5.3, залежність 3). При встановленні у вертикальному каналі апарата похилої полиці з величиною відношення $l/B = 0,15$ і живим перерізом полиці рівним 15 % до значення $Re = 120$ (швидкість повітряного потоку 1,69 м/с) інтенсивність міжфазного теплообміну частинок матеріалу з повітряним потоком на поверхні і в зоні розвантажувального простору однакова, як і у разі встановлення у вертикальному каналі апарата поличного контакту з величиною відношення $l/B = 0,5$ і живим перерізом полиці рівним 5 %, оскільки, як в першому випадку, так і в другому, потік матеріалу рухається в одному режимі – режимі гравітаційно падаючого шару. Відповідно кути нахилу залежності 1 та першої ділянки залежності 2 (рис. 5.3) практично однакові. При цьому досягнення критерієм Nu більш високих значень пояснюється підвищенням швидкості повітряного потоку в розвантажувальному просторі при зменшенні відношення l/B .

При переході гравітаційно падаючого шару матеріалу у зважений стан (при $Re = 140$, $W = 1,96$ м/с) спостерігається значне підвищення інтенсивності міжфазного теплообміну в результаті утворення на поверхні похилої полиці шару матеріалу, в якому частинки за рахунок збільшення часу контакту з повітряними струменями, що виходять з отворів полиці, охолоджуються більш ефективно. Подальше збільшення інтенсивності міжфазного теплообміну на поверхні похилої полиці пояснюється поліпшенням умов омивання частинок повітряним потоком, «розкриття» їх поверхні контакту, а також за рахунок додаткової турбулізації прикордонної плівки в результаті підвищення відносної швидкості сусідніх частинок. У зв'язку з цим, шар матеріалу по довжині похилої полиці охолоджується досить ефективно, тобто з початкової 90°C на вході полиці до $45\text{--}48^{\circ}\text{C}$ у кінці полиці і до $40\text{--}41^{\circ}\text{C}$ в зоні розвантажувального простору.

У зваженому шарі матеріалу, в зоні над розвантажувальним простором, відбувається збільшення активної поверхні теплообміну за рахунок інтенсивно циркулюючих частинок матеріалу по всьому об'єму зваженого шару. Тому, в зоні простору розвантажувальної щілини шар матеріалу охолоджується

найінтенсивніше в порівнянні з іншими зонами робочого об'єму апарата. Швидкість повітряного струменя по мірі віддалення зони розвантажувального простору знижується, що зумовлює зменшення інтенсивності процесу охолодження матеріалу у верхній частині зваженого шару. Це дозволяє зробити висновок, що в режимі зваженого шару найбільшу інтенсифікуючу дію надає повітряний струмінь, що входить у зважений шар матеріалу через розвантажувальний простір з досить високою швидкістю (5–6 м/с). Зважаючи на розширення повітряного струменя на виході з простору розвантажувальної щілини, забезпечується інтенсивна взаємодія по всій площі зваженого шару в режимі фільтрації.

При розвантаженні матеріалу нижня частина зваженого шару частково перекриває розвантажувальний простір, що викликає деяке збільшення швидкості повітряного потоку в цій зоні і перерозподіл його в отвори полиці. При цьому, заміна режиму рівномірної фільтрації шару матеріалу повітряним потоком проривом повітряного струменя через шар матеріалу, зваженого над розвантажувальним простором, викликає відтиснення частинок матеріалу на поверхні полиці проти їх напрямку руху. Тому такий змінний режим обумовлює пульсуючий характер взаємодії частинок матеріалу з повітряним потоком не тільки в шарі матеріалу, зваженого над розвантажувальним простором, а й у шарі, що рухається поверхнею похилої полиці. Це підвищує інтенсивність контакту фаз, а, відповідно, і коефіцієнт тепловіддачі в режимі зваженого шару (рис. 5.4, крива 1) у порівнянні з псевдозрідженим шаром (рис. 5.4, крива 2). У режимі зваженого шару частинки матеріалу охолоджуються більш інтенсивно за короткий проміжок часу, ніж у псевдозрідженому шарі.

Якщо у зваженому шарі на похилій перфорованій полиці з живим перерізом 15 % та $l/B = 0,15$ продукт охолоджується з початкової температури 90°C до 40–45°C, то у режимі псевдозрідженого шару на провальній решітці з живим перерізом 30 % матеріал охолоджується до 65–68°C.

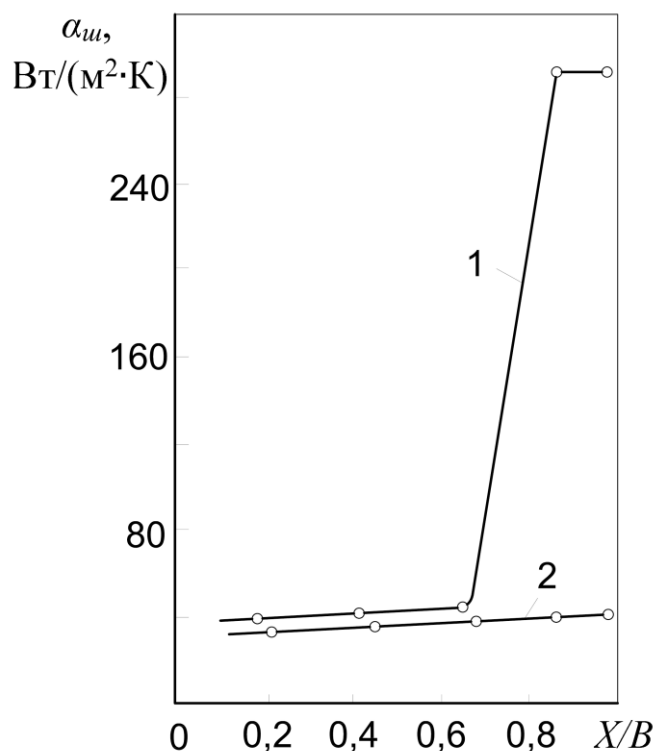


Рисунок 5.4 – Зміна величини коефіцієнта тепловіддачі у шарі матеріалу по довжині робочого об'єму апарата:

1 – режим зваженого шару ($l/B = 0,15, f_{II} = 15\%$);

2 – режим псевдозрідженого шару ($l/B = 0$, решітка провальна, $f_{II} = 5\%$).

Матеріал – гранульований суперфосфат (витрата – $6 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$)

За рахунок спрямованого руху шару матеріалу по поверхні похилої полиці до розвантажувального простору (в такому шарі відсутнє поздовжнє перемішування) шар матеріалу рухається в ідеальному режимі витіснення, знижуючи початкову температуру в 1,5–1,8 рази. У шарі матеріалу, зваженого над розвантажувальним простором, внаслідок того, що частинки інтенсивно циркулюють, відбувається деяке вирівнювання температур по об'єму шару. У зоні розвантажувального простору, за рахунок взаємодії частинок матеріалу, що вивантажуються через розвантажувальний простір, з повітряним струменем, що має тут максимальну швидкість, спостерігається найбільш інтенсивне зниження температури матеріалу (з початкової температури 90°C на вході до полиці до $40\text{--}41^\circ\text{C}$ у розвантажувальному просторі).

Залежності, що представлені на рис. 5.3, описуються такими співвідношеннями:

для режиму «гравітаційно падаючого шару»:

на поверхні полиці –

$$Nu = 0,05 \cdot Re^{0,58}; \quad (5.76)$$

у зоні простору –

$$Nu = 1,2 \cdot Re^{0,32} \quad (Re < 173); \quad (5.77)$$

розвантажувальної щілини –

$$Nu = 0,013 \cdot Re^{1,23} \quad (Re > 173); \quad (5.78)$$

загалом всього шару –

$$Nu = 1,5 \cdot Re^{0,21}; \quad (5.79)$$

для режиму зваженого шару:

$$Nu = 0,05 \cdot Re^{0,62} \quad (Re < 173); \quad (5.80)$$

на поверхні полиці –

$$Nu = 10^{-5} \cdot Re^{2,39} \quad (Re > 173); \quad (5.81)$$

у зоні простору –

$$Nu = 0,38 \cdot Re^{0,73}; \quad (Re < 173); \quad (5.82)$$

розвантажувальної щілини –

$$Nu = 0,0045 \cdot Re^{1,73} \quad (Re > 173); \quad (5.83)$$

загалом всього шару –

$$Nu = 1,3 \cdot 10^{-4} \cdot Re^{2,14}. \quad (5.84)$$

Проведені експериментальні дослідження дозволили визначити активну зону теплообміну полицного апарата – зону розвантажувального простору. Порівнюючи залежність 2 (рис. 5.4), отриману для активної зони теплообміну полицного апарата, із залежністю 3, характерною для псевдозрідженого шару, бачимо, що інтенсивність міжфазного теплообміну в першому випадку дещо вища.

Інтенсивність міжфазного теплообміну в цілому для всього шару матеріалу в робочому об'ємі апарата, при реалізації в ньому режиму зваженого шару в зоні над розвантажувальним простором, після досягнення певної швидкості повітряного потоку (при $Re \geq 180$, $W = 2,5$ м/с) знижується, що пов'язано зі зважуванням у зоні над розвантажувальним простором дедалі більшої кількості частинок матеріалу, внаслідок чого концентрація їх підвищується, збільшується неоднорідність зваженого шару та стислість їх руху. Однак, поряд із цим, слід враховувати, що кількість тепла, яка передається, залежить не тільки від коефіцієнта міжфазного теплообміну, але і від величини поверхневого контакту частинок, які одночасно знаходяться в робочому об'ємі апарата. Тому, підвищення концентрації твердих частинок матеріалу в робочому об'ємі апарата за рахунок зважування їх у надполицному просторі, доцільно у разі, коли зниження першого фактора позначиться меншою мірою, ніж збільшення другого.

Із рис. 5.5 видно, що характер залежності $Nu_v = f(Re)$ при охолодженні матеріалу в режимі зваженого шару має максимальний перепад.

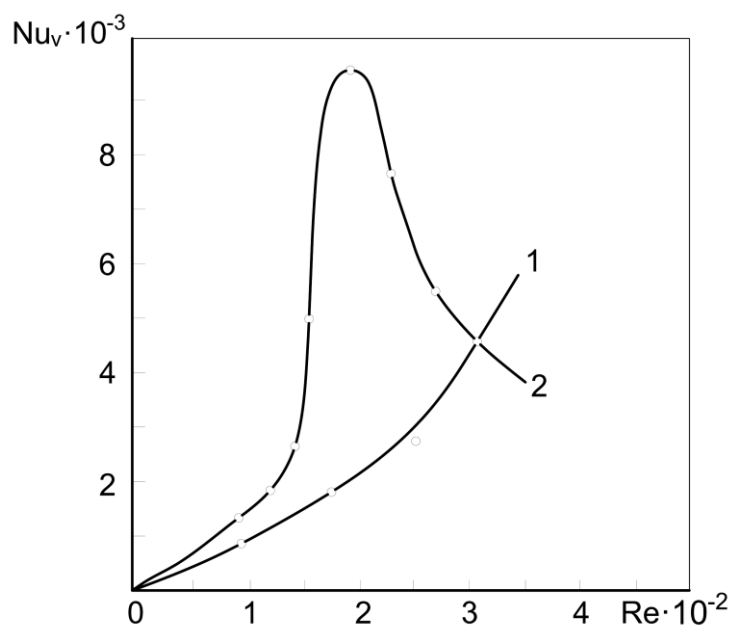


Рисунок 5.5 – Залежність величини питомого об’ємного теплотзнімання (характеризується величиною Nu_v) від швидкості повітряного потоку (характеризується величиною Re):

1 – режим гравітаційно падаючого шару; 2 – режим зваженого шару

Це пояснюється наявністю оптимальної величини концентрації, що відповідає максимальній інтенсивності тепловіддачі та зниженню її при перевищенні цієї оптимальної величини. Для режиму гравітаційно падаючого шару характерне закономірне підвищення об’ємного теплотзнімання. Таким чином, підвищення швидкості повітряного потоку, з метою інтенсифікації теплоперенесення у завислому шарі матеріалу, необхідно проводити до певного значення.

5.5 Вплив режимних та конструктивних параметрів поличного контакту на ефективність охолодження гранул у поличних апаратах

Ефективність процесу охолодження гранульованих і зернистих матеріалів у поличному апараті досліджувалася шляхом установки в його робочому просторі похилої полиці з живим перетином від 5 % до 30 % при зміні величини відношення l/B в межах від $l/B = 1$ (апарат з вільним перетином типу

пневмотруби) до $l/B = 0$ (апарат киплячого шару). Як видно з графіку (рис. 5.6), величина коефіцієнта охолодження різко збільшується при зменшенні величини відношення l/B від 1 до 0,5, потім його зростання уповільнюється і при зменшенні величини відношення l/B від 0,5 до 0,3 залишається практично незмінною.

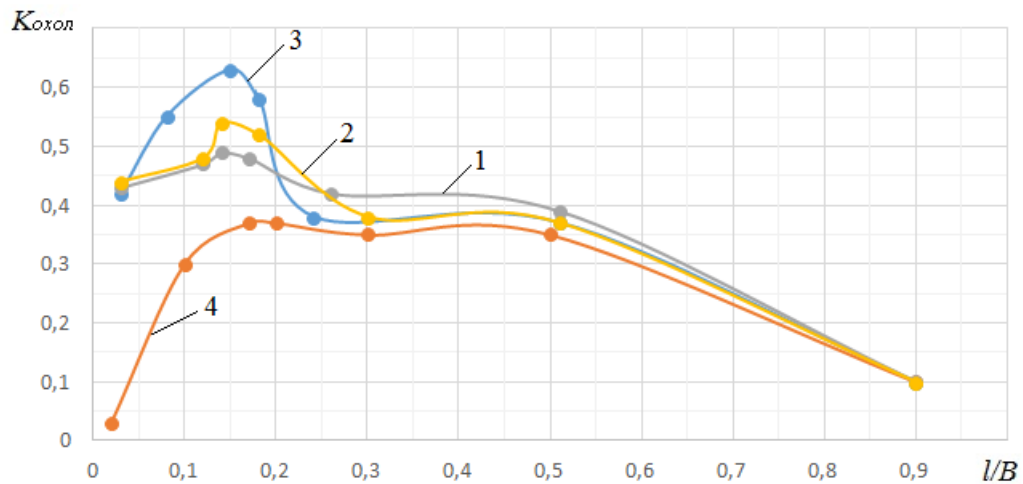


Рисунок 5.6 – Залежність ступеня охолодження від ширини розвантажувального простору:

1–4 – живий перетин полиці, 5 %, 10 %, 15 % і 30 % відповідно.

Дослідний матеріал – полідисперсна суміш гранульованого суперфосфату.

Матеріал – гранульований суперфосфат (полідисперсна суміш)

У якості критерію для оцінки ступеню охолодження матеріала в охолоджувачі використовувався коефіцієнт охолодження, який представляв собою відношення фактично відведеного тепла до тієї кількості тепла, яке відводиться при повному охолодженні матеріалу до початкової температури охолоджуючого повітря:

$$K_{охол} = \frac{Q_{факт}}{Q_{повн}} = \frac{t_{ГП} - t_{ГК}}{t_{ГП} - t_{СП}}, \quad (5.85)$$

де $t_{ГП}$, $t_{ГК}$, $t_{СП}$ – відповідно початкова, кінцева температури гранул та початкова температура охолоджуючого повітря, °С.

Такий характер зміни ефективності процесу охолодження матеріалу пояснюється тим, що крім аеродинамічного гальмування твердих частинок матеріалу висхідним повітряним потоком, що має місце в апаратах з вільним перерізом (при $l/B = 1$), додається ефект механічного гальмування частинок встановленою у вертикальному каналі похилою полицею. Це збільшує теплотримання від оброблюваного матеріалу за рахунок збільшення часу перебування частинок в робочому об'ємі апарата. Коефіцієнт охолодження матеріалу в поличному апараті, у порівнянні з апаратами типу пневмотруб (вільний переріз), збільшується в 2,0–2,2 рази. При цьому матеріал, рухаючись у режимі гравітаційно падаючого шару, інтенсивно контактує з потоком повітря, яке надходить як через отвори в полиці, так і через розвантажувальний простір. Частинки матеріалу, маючи достатню силу інерції на виході із завантажувального патрубку, «проскакують» над поверхнею наклонної полиці, не затримуючись на ній. Тому процес охолодження частинок матеріалу на поверхні полиці не лімітується гідродинамікою руху шару по її поверхні, а визначається лише довжиною полиці.

За рахунок утворення невеликого накопичення шару матеріалу на поверхні стінки апарата (навпроти кромки полиці) час перебування частинок дещо збільшується. У цій зоні частинки матеріалу інтенсивно взаємодіють із повітряним потоком, що і зумовлює ефективніший контакт фаз саме в розвантажувальному просторі. Незначне збільшення швидкості повітряного потоку в розвантажувальному просторі при зменшенні величини відношення l/B від 0,5 до 0,3 і живого перерізу полиці від 30 % до 5 % впливає на деяке підвищення коефіцієнта охолодження матеріалу при зазначених конструктивних параметрах поличного контакту.

При подальшому зменшенні величини відношення l/B (менше 0,3) коефіцієнт охолодження матеріалу значно зростає (рис. 5.6) у результаті інтенсифікації контакту фаз за рахунок утворення зваженого шару матеріалу, частинки якого активно взаємодіють з повітряним потоком як на поверхні полиці, так і у зоні розвантажувального простору. Оскільки при зменшенні

величини відношення l/B підвищується швидкість повітряного струменя, що входить у зважений шар матеріалу через розвантажувальний простір, це є основним фактором інтенсифікації контакту твердих частинок матеріалу з потоком повітря. Збільшенню теплоснімання від оброблюваного матеріалу в режимі зваженого шару сприяє збільшення часу перебування частинок за рахунок їх неодноразової циркуляції над розвантажувальним простором. Ефективність процесу охолодження в режимі зваженого шару, як видно з рис. 5.6, вища в 1,2–1,5 рази, порівняно з апаратами, коли на газорозподільних решітках утворюється киплячий шар матеріалу ($l/B = 0$).

Максимальна ефективність охолодження матеріалу в режимі зваженого шару спостерігається при встановленні похилої полиці з величиною відношення $l/B = 0,15$, нижче за яку ефективність знижується. Це пояснюється тим, що швидкість, а, відповідно, і витрата повітряного потоку, що надходить через розвантажувальний простір, зменшуються за рахунок перерозподілу потоку повітря в отвори похилої полиці. При цьому інтенсивність контакту фаз у зоні розвантажувального простору значно знижується.

Встановлено, що найбільша ефективність процесу охолодження досягається при встановленні в робочому просторі апарата поличного контакту з живим перерізом 15 % і найменша – 30 %. При встановленні полиці з живим перерізом менше 15 % площа контакту частинок матеріалу з повітряними струменями, що виходять з отворів полиці, недостатня для ефективного охолодження матеріалу на поверхні полиці. Коли живий переріз більше 15 %, то знижується інтенсивність контакту фаз у зоні розвантажувального простору і над ним, за рахунок зменшення швидкості повітряного струменя, в результаті ефекту перерозподілу потоку повітря у бік отворів полиці. У зв'язку з цим, коефіцієнт охолодження матеріалу знижується.

Досягнення найбільшої ефективності процесу охолодження матеріалу в гравітаційному поличному апараті, при встановленні в ньому похилої полиці з величиною відношення $l/B = 0,15$ і живим перерізом 15 %, визначається рівністю витрат потоків повітря, що йдуть як через розвантажувальний простір,

так і через отвори полиці за рахунок однакової площі живого перерізу розвантажувального простору та поверхні полиці (по 15 %). Внаслідок цього, як на поверхні похилої полиці, так і в зоні розвантажувального простору, спостерігається максимальна ефективність процесу охолодження матеріалу.

Оптимальна величина кута нахилу полиці, за якого досягається найбільша ефективність процесу охолодження матеріалу, визначена в межах 20–25° до лінії горизонту. При встановленні полиці в робочому об'ємі апарата з кутом нахилу більше зазначеного діапазону частинки матеріалу рухаються по поверхні похилої полиці з великою швидкістю, маючи незначний час контакту з повітряним потоком, що проходить через отвори полиці, а менше – за рахунок гальмування частинок матеріалу на поверхні полиці. На останній утворюється щільний шар, який недостатньо продувається повітряним потоком, у результаті чого ефективність процесу охолодження матеріалу в шарі знижується.

Із вищевикладеного маємо, що для ефективного проведення процесу охолодження гранульованих матеріалів у поличному апараті необхідно в його робочому об'ємі встановлювати похилі полиці з величиною відношення $l/B = 0,15$, живим перерізом 15 % і кутах нахилу полиці 20–25° до лінії горизонту. При цьому в робочому об'ємі апарата реалізується режим зваженого шару, в якому інтенсивність охолодження матеріалів підвищується, у порівнянні з їх обробкою в псевдозрідженому шарі та в каналах з вільним перетином.

5.6 Висновки до п'ятого розділу

1. Теоретично досліджені закономірності охолодження та зміни температури гранул після контакту з повітрям у грануляційній башті. Отримано рівняння теплового балансу, яке дозволяє визначити температуру повітря, що контактує з поверхнею гранули. Отримано рівняння щодо зміни температури по радіусу гранули у залежності від часу. Отримані епюри розподілу температури по радіусу гранули карбаміду діаметром 1,4 мм, що дозволяє

детально вивчити процеси теплопередачі всередині гранул під час охолодження.

2. Обґрунтовано розмежування основних стадій теплоперенесення в системі «газ – тверда фаза» у зважених шарах. Розроблено критерії для вибору розрахункових методик, які застосовуються для вирішення внутрішніх або зовнішніх задач теплопереносу, що дозволяє точніше моделювати процеси теплопередачі в залежності від конкретних умов. Вказаним критерієм має бути температурний симплекс ΔT , який є співвідношенням температурних натисків між температурою центру частинки та її середньою об'ємною температурою. При $\Delta T \rightarrow 0$ перенесення тепла відбувається за умов «зовнішньої» (безградієнтної) задачі, коли весь термічний опір зосереджено зовні частинки. При $\Delta T \rightarrow 0,7$ весь опір теплоперенесення зосереджено всередині частинки, теплообмін протікає в умовах «внутрішньої» задачі.

3. Розроблена математична модель міжфазного теплообміну у гетерогенній системі «газ – тверда фаза». На основі рівняння, яке отримано із рішення диференційного рівняння теплопровідності Фур'є, можна визначати профілі зміни температури всередині твердої частинки (внутрішня задача) та час теплової обробки (нагріву чи охолодження) гранули. Представлено диференціальне рівняння теплового балансу, вирішення якого дозволяє визначити температурний розподіл у завислому шарі (зовнішня задача). Це дало змогу оцінити ефективність теплоперенесення у гравітаційно падаючому, киплячому та зваженому шарах, а саме у гідродинамічному режимі гравітаційно падаючого шару ефективність теплоперенесення в системі «газ – гранула» достатньо низька, а у режимах киплячого та зваженого шарів – практично у 2 рази більша.

4. Експериментально досліджено міжфазний теплообмін частинок матеріалу з висхідним повітряним потоком. Отримано критеріальні рівняння залежностей виду $Nu = f(Re)$ для різних гідродинамічних режимів зважування частинок у поличному апараті, що дозволяє краще зрозуміти поведінку теплообміну за різних умов. Показано, що найбільша інтенсивність міжфазного

теплообміну спостерігається у зоні розвантажувального простору, що пояснюється активною дією газового струменя і, відповідно, сприяє збільшенню активної поверхні теплообміну між газом та гранулою.

Основні результати дослідження опубліковані в наукових працях: [57, 295, 324–326].

РОЗДІЛ 6

ТЕРМОДИНАМІЧНИЙ ТА ЕКСЕРГЕТИЧНИЙ АНАЛІЗ ЩОДО ЕФЕКТИВНОСТІ ГРАНУЛЯЦІЙНОГО ОБЛАДНАННЯ І АПАРАТІВ КОНВЕКТИВНОГО ОХОЛОДЖЕННЯ ГРАНУЛ

6.1 Теоретичні основи термодинамічного та ексергетичного аналізу

Основними показниками ефективності грануляційних та охолоджувальних установок, що використовують тепло, є економічні витрати, втрати ексергії, а також приведені витрати. Ексергія – це величина, яка характеризує працездатність теплової енергії [329, 384]. Ексергетичні витрати визначаються за допомогою ексергетичного чи термодинамічного аналізу, а приведені витрати – за допомогою техніко-економічного аналізу.

Приведені витрати на монтаж установки дорівнюють:

$$P = (E_n + E_{ам}) \cdot K, \quad (6.1)$$

де E_n – нормативний коефіцієнт ефективності капіталовкладень, од./рік;

$E_{ам}$ – нормативний коефіцієнт відрахувань на амортизацію та ремонт обладнання, од./рік;

K – капітальні витрати, од./рік.

Експлуатаційні витрати визначаються з виразу:

$$E = \Sigma S_{ен} + S_o, \quad (6.2)$$

де $\Sigma S_{ен}$ – витрати на енергію та матеріальні потоки (продукт, охолоджувальний агент, проміжний теплоносій), од./рік;

S_o – витрати на обладнання та накладні витрати, од./рік.

Сумарні приведені витрати визначаються як:

$$P = (E_n + E_{ам}) \cdot K + \Sigma S_{ен} + S_o = \Sigma S_{нен} + \Sigma S_{ен}. \quad (6.3)$$

Із ексергетичних позицій доцільно розділяти енергетичні ($\Sigma S_{ен}$) та неенергетичні витрати ($\Sigma S_{нен}$).

Сумарні наведені енергетичні витрати визначаються за наступними рівняннями:

через витрачену енергію –

$$\Sigma S_{ен} = E_n \cdot K_e \cdot W + W \cdot C_q / \eta_t; \quad (6.4)$$

через поверхню теплообміну –

$$\Sigma S_{ен} = E_n \cdot K_F \cdot F + Q \cdot C_q \cdot L; \quad (6.5)$$

через ексергію –

$$\Sigma S_{ен} = E_n \cdot K_E \cdot G_m + \Delta E \cdot C_q \cdot L, \quad (6.6)$$

де K_e , K_F , K_E – питомі капітальні вкладення, віднесені відповідно до витраченої енергії, поверхні теплообміну, охолодженого продукту, од./кВт·год., од./м², од./кг;

W – кількість енергії, витраченої при охолодженні, кВт·год.;

F – поверхня теплообміну, м²;

G_m – маса матеріалу, кг;

Q – теплове навантаження, кВт;

$\Delta E = E_{вх} - E_{вих}$ – кількість ексергії, витраченої на процес, кВт;

L – кількість годин роботи обладнання, год./рік;

C_q – вартість одиниці тепла, од./кВт·год.;

η_t – термодинамічний к.к.д. процесу.

Аналізу та обліку енергетичних втрат під час проведення технологічних процесів присвячено низку робіт [329, 380]. Однак необхідність враховувати в результаті аналізу не тільки кількість енергії, що споживається та віддається технічною системою, але і якість цієї енергії (тобто її здатності бути перетвореною на корисну роботу) призвела до доцільності застосування ексергетичного аналізу. Даний підхід визначається ще й екологічними факторами, а саме антропогенним впливом енергетичних потоків, що відходять у навколишнє середовище, тобто енергія дозволяє об'єднати основні аспекти оптимізації технічної системи – насамперед термодинамічний, техніко-економічний і екологічний.

Енергетичний (тепловий) баланс однозначно визначає рівність теплових потоків, що входять і виходять з технічної системи, а в ексергетичному балансі – видаткова частина рівняння балансу завжди менше прибуткової. Таким чином, тепловий баланс за своєю природою не може відображати втрати від незворотності процесів у технічній системі, оскільки незалежно від ступеня її досконалості рівність дотримуватиметься. Незастосовність теплового балансу в оцінці енергетичних витрат у технологічних процесах показано у роботі [380]. Ексергетичний баланс, навпаки, завжди показує величину втрат від незворотності у технічній системі.

У загальному вигляді ексергетичний баланс має вигляд:

$$\sum E_{ex} = \sum E_{вих} + \sum E_{вт}, \quad (6.7)$$

де $\sum E_{ex}$ – сумарна ексергія, підведена до технічної системи із технологічними потоками, Дж;

$\sum E_{вих}$ – сумарна ексергія, відведена від технічної системи з технологічними потоками, Дж;

$\sum E_{вт}$ – сумарні втрати ексергії із технологічними потоками, Дж.

Ексергії технологічних потоків визначаються в залежності від їх агрегатного стану і дорівнюють:

для твердого та рідинного агрегатного стану –

$$E_{mв.р} = G \cdot c \cdot \left[(T - T_0) - T_0 \cdot \ln \frac{T}{T_0} \right]; \quad (6.8)$$

для газоподібного чи пароподібного агрегатного стану –

$$E_{г.н} = G \cdot \left[(i - i_0) - T_0 \cdot (s - s_0) \right], \quad (6.9)$$

де $E_{mв.р}$ – величина ексергії технологічного потоку, що знаходиться в твердому або рідкому агрегатному стані, Дж;

$E_{г.н}$ – величина ексергії технологічного потоку, що знаходиться в газоподібному або пароподібному агрегатному стані, Дж;

c – теплоємність речовини, Дж/(кг·К);

T – абсолютна температура технологічного потоку за робочих умов, К;

T_0 – абсолютна температура технологічного потоку в умовах навколишнього середовища, К;

i, i_0 – відповідно ентальпія газу чи пари за певних умов, Дж/кг;

s, s_0 – відповідно питома ентропія газу чи пари за певних умов, Дж/(кг·К).

Для тепловикористовувального обладнання втрати ексергії обумовлені трьома основними факторами: зміною величини тиску середовища на межі «вхід – вихід» (E_P), втратами тепла через стінки апарату в навколишнє середовище (E_0) та теплообміном при кінцевих різницях температур технологічних потоків на вході в апарат та виході із нього (E_T). Відповідно зазначені втрати дорівнюють:

$$E_P = T_0 \cdot R \cdot \ln \left(\frac{(P_{вих} + \Delta P)}{P_{вих}} \right); \quad (6.10)$$

$$E_p = Q \cdot \frac{T_{i3} - T_0}{T_{i3}} = Q \cdot \left(1 - \frac{T_0}{T_{i3}} \right); \quad (6.11)$$

$$\begin{aligned} E_T = \Delta s \cdot T_0 &= T_0 \cdot \left(G_G \cdot C_G \int_{T_{ГК}}^{T_{ГП}} \frac{dT_G}{T_G} - G_X \cdot C_X \int_{T_{ХП}}^{T_{ХК}} \frac{dT_X}{T_X} \right) = \\ &= T_0 \cdot \left(W_G \cdot \ln \frac{T_{ГК}}{T_{ГП}} + W_X \cdot \ln \frac{T_{ХК}}{T_{ХП}} \right), \end{aligned} \quad (6.12)$$

де R – постійна газова, Дж/моль·К;

$P_{вх}, P_{вих}$ – тиск рідкого чи газо-пароподібного потоку відповідно на вході в апарат та виході з нього, Па;

ΔP – падіння тиску в системі, $\Delta P = P_{вх} - P_{вих}$, Па;

Δs – сума прирощень ентропій нагрітого та холодного технологічного потоку, Дж/кг·К;

Q – теплове навантаження апарату, Вт;

W_G – водяний еквівалент нагрітого технологічного потоку, рівний добутку кількості потоку (G_G) на його теплоємність (C_G), Дж/К;

W_X – водяний еквівалент холодного технологічного потоку, рівний добутку кількості потоку (G_X) на його теплоємність (C_X), Дж/К;

T_G – поточна абсолютна температура нагрітого технологічного потоку, К;

T_X – поточна абсолютна температура холодного технологічного потоку, К;

$T_{ГП}, T_{ХП}, T_{ГК}, T_{ХК}$ – відповідно початкова температура нагрітого та холодного технологічного потоку на вході в апарат, кінцева температура нагрітого та холодного технологічного потоку на виході з апарату, К;

T_{i3} – середня температура ізоляції стінок апарату (вибирається згідно з ДСТУ EN 563-2001 і не повинна перевищувати 43°C).

Перші два види втрат відносяться до технічних, тобто, для їх зменшення необхідно проводити тільки технічні заходи: збільшувати прохідний перетин робочого об'єму апарату, зменшувати кількість контактних елементів, збільшувати товщину теплоізоляційного шару на зовнішніх стінках

обладнання. Такий підхід є екстенсивним і для його реалізації необхідні найчастіше значні капітальні витрати. Третій вид ексергетичної втрат можна віднести до технологічних і для їх зменшення необхідно прагнути до максимізації кінцевої температури холодного потоку і мінімізації кінцевої температури нагрітого потоку на виході з апарату (інтенсивний підхід). Таким чином, чим менше різниця температур для технологічних потоків на виході з апарату, тим менше ексергетичної втрати, вище значення ексергетичного к.к.д. (η_e) і відповідно апарат буде мати більшу енергоефективність.

Ексергетичний к.к.д., без урахування втрат від зміни величини тиску середовища зважаючи на його малість, дорівнює:

$$\eta_e = \frac{E_{\text{вих}}}{E_{\text{ex}}} = \frac{E_{\text{ex}} \cdot (E_T + E_0)}{E_{\text{ex}}} =$$

$$= 1 - \frac{T_0 \cdot \left(W_T \cdot \ln(T_{TK} / T_{TP}) + W_X \cdot \ln(T_{XK} / T_{XP}) \right) + Q \cdot \left(1 - \frac{T_0}{T_{iz}} \right)}{Q \cdot \left(1 - \frac{T_0}{T_{TP}} \right)}. \quad (6.13)$$

Ексергетичний к.к.д. буде більш точно, в порівнянні з тепловим к.к.д., визначати ексергетичну цінність технологічних потоків. Причому ексергетичний к.к.д. повністю відповідає загальним вимогам: для ідеального процесу, коли втрати ексергії відсутні, $\eta_e = 1$ (100 %); якщо підведена ексергія цілком втрачається в процесі, то $\eta_e = 0$; різниця між приходом ексергії в об'єкт і виході з нього завжди дорівнює сумарним втратам і в реальних процесах – $0 < \eta_e < 1$. Тобто, величина ексергетичних втрат є найважливішою характеристикою ексергетичного аналізу. По ній можна судити про енергетичну досконалість розглянутого технологічного обладнання. Чим більше втрати ексергії, тим менше η_e і навпаки. Таким чином, енергоефективність обладнання, яке застосовується у виробництві, буде більша або менша. Якщо технологічне обладнання має низьку енергоефективність (умовно $\eta_e < 50$ %), то необхідно намітити шляхи зниження ексергетичних

втрат і, відповідно, підвищення ексергетичного к.к.д. Характер і величина негативного впливу теплових потоків, що виділяються технічної системою в навколишнє середовище, знаходиться в прямій залежності від ексергії даних потоків. Тому для розробки енергоощадних заходів необхідно визначити умови, які дозволяють зменшити ексергію скидних теплових потоків. Це можна здійснити наступними шляхами. По-перше, збільшувати ексергетичний к.к.д. технічного об'єкта, а по-друге – перед скиданням створити умови, які б забезпечили максимальне зменшення втрат ексергії даних потоків.

Термічний к.к.д. апарата дорівнює:

$$\eta_T = \frac{Q_{\text{фак}}}{Q_{\text{макс}}} = \frac{W_T \cdot (t_{\text{ТП}} - t_{\text{ТК}})}{W_T \cdot (t_{\text{ТП}} - t_{\text{ВП}})} = \frac{t_{\text{ТП}} - t_{\text{ТК}}}{t_{\text{ТП}} - t_{\text{ВП}}}. \quad (6.14)$$

За фізичною сутністю та визначенням термічний к.к.д. є не чим іншим, як коефіцієнтом охолодження $K_{\text{охол}}$. Для оцінки частки тепла, відібраного від гарячого продукту повітрям, необхідно знати коефіцієнт використання повітря (коефіцієнт рекуперації), що є відношенням кількості дійсно переданої теплоти повітря до максимальної його кількості:

$$K_p = \frac{W_B \cdot (t_{\text{БК}} - t_{\text{ВП}})}{W_B \cdot (t_{\text{ТП}} - t_{\text{ВП}})} = \frac{t_{\text{БК}} - t_{\text{ВП}}}{t_{\text{ТП}} - t_{\text{ВП}}}. \quad (6.15)$$

При максимальному використанні тепла відпрацьованих газів величини η_e , η_t і K_p прагнуть до 1.

6.2 Ексергетичний аналіз грануляційного обладнання

Ексергетичний аналіз грануляційного обладнання здійснювався на прикладі гранулювання карбаміду продуктивністю за плавом 5000 кг/год. у грануляційних баштах, апаратах киплячого шару та багатоступеневих (поличних) апаратах.

Результати розрахунків по статтям ексергетичного балансу для кожного з матеріальних потоків грануляційної башти без охолоджувача представлено у табл. 6.1.

Таблиця 6.1 – Ексергетичний баланс грануляційної башти без охолоджувача

Стаття балансу	Ексергія, кДж/год. (кВт)	Частка від суми статей приходу, %	Ексергетичний к.к.д., %
Прихід тепла:			64
- з плавом (5000 кг/год., 136°C)	27500 (7,64)	55,2	
- з охолоджувальним повітрям (20000 кг/год., 20°C)	22200 (6,20)	44,8	
Загалом	49700 (13,84)	100,0	
Витрати тепла:			
- з гранулами (5000 кг/год., 90°C)	248 (0,069)	0,5	
- з відпрацьованим повітрям (20000 кг/год., 42°C)	31600 (8,78)	63,5	
Загалом	31848 (8,85)	64,0	
Втрати ексергії	17852 (5,0)	36,0	

Ексергетичний баланс процесу гранулювання в башті показує, що із сумарного приходу ексергетичних потоків на процес (13,84 кВт), ексергетичний тепловий потік виходить з башти разом з потоком відпрацьованого повітря (8,78 кВт або 63,5 % від приходу ексергії). У розрахунках ексергетичних потоків використовувалось співвідношення кількості охолоджуючого повітря до продуктивності за продуктом, як $m = 4 : 1$.

Аналіз ексергетичних витрат при зменшенні параметра m до 3 : 1, 2 : 1, 1,5 : 1 показав, що ексергетичні втрати збільшуються (відповідно 5,82 кВт, 6,4 кВт, 6,74 кВт), а величина ексергетичного к.к.д. знижується (відповідно 53 %, 41 % і 33 %). Це підтверджує, що просте зменшення кількості

охладжуючого повітря не зменшує ексергетичних втрат. Необхідно підвищувати температуру відпрацьованих газів після башти і знижувати температуру готових гранул на виході. Одним із рішень є наявність охолоджувача киплячого шару в нижній частині грануляційної башти. Результати ексергетичного аналізу для башти з охолоджувачем представлено в табл. 6.2.

Таблиця 6.2 – Ексергетичний баланс грануляційної башти з охолоджувачем киплячого шару у нижній частині

Стаття балансу	Ексергія, кДж/год. (кВт)	Частка від суми статей приходу, %	Ексергетичний к.к.д., %
Прихід тепла:			71
- з плавом (5000 кг/год., 136°C)	27500 (7,64)	55,2	
- з охолоджувальним повітрям (20000 кг/год., 20°C)	22200 (6,20)	44,8	
Загалом	49700 (13,84)	100,0	
Витрати тепла:			
- з гранулами (5000 кг/год., 60°C)	14025 (3,90)	28,2	
- з відпрацьованим повітрям (20000 кг/год., 42°C)	21200 (5,89)	42,6	
Загалом	35225 (9,79)	70,8	
Втрати ексергії	4075 (1,16)	29,2	

За даними табл. 6.2 видно, що для башти з охолоджувачем киплячого шару в нижній її частині ексергетичні втрати знижуються в 1,2 рази (з 36 % до 29,2 %). Температура відпрацьованого повітря на виході з башти збільшується з 40–45°C до 50–55°C, а температура готових гранул після башти знижується до 60°C проти 90°C у випадку відсутності охолоджувача. При цьому ексергетичний к.к.д. підвищується до 71 %.

Результати ексергетичного аналізу гранулятора киплячого шару представлено в табл. 6.3.

Таблиця 6.3 – Ексергетичний баланс гранулятора киплячого шару

Стаття балансу	Ексергія, кДж/год. (кВт)	Частка від суми статей приходу, %	Ексергетичний к.к.д., %
Прихід тепла:			32
- з плавом (5000 кг/год., 136°C)	22413 (6,23)	1,0	
- з ретуром (1500 кг/год., 20°C)	9405 (2,60)	0,4	
- із сушильним агентом (65000 кг/год., 120°C)	2275000 (632)	98,6	
Загалом	2306818 (640,8)	100,0	
Витрати тепла:			
- з гранулами (6500 кг/год., 55°C)	3539 (0,98)	0,2	
- з відпрацьованим сушильним агентом (65000 кг/год., 50°C)	737750 (204,9)	32,0	
Загалом	740289 (205,9)	32,2	
Втрати ексергії	1566529 (434,9)	67,8	

Ексергетичний аналіз гранулювання в киплячому шарі показує, що переважний ексергетичний потік (понад 98 % від загального приходу) надходить із сушильним агентом. Вихід ексергії з потоком відпрацьованого сушильного агента значно менший (32 % від загального приходу). При цьому ексергетичні втрати значні (68 %), а ексергетичний к.к.д. низький (32 %). Це пояснюється тим, що гранулятор киплячого шару працює за схемою ідеального змішування. Киплячий шар підтримується на достатній висоті (до 300–500 мм), щоб забезпечити гідродинамічну стійкість при зрошенні плавом, не допускаючи його «осідання». При активному перемішуванні вирівнюється рушійна сила тепломасообмінних процесів, і швидкість таких процесів досягає

певного постійного значення. У результаті температура відхідних газів помірно знижується (максимум до 50°C), що і призводить до ексергетичних втрат.

Результати ексергетичного аналізу багатоступеневого (поличного) гранулятора представлено в табл. 6.4.

Таблиця 6.4 – Ексергетичний баланс багатоступеневого (поличного) гранулятора

Стаття балансу	Ексергія, кДж/год. (кВт)	Частка від суми статей приходу, %	Ексергетичний к.к.д., %
Прихід тепла:			96
- з плавом (5000 кг/год., 136°C)	22413 (6,23)	2,2	
- з ретуром (1500 кг/год., 20°C)	9405 (2,60)	1,0	
- із сушильним агентом (65000 кг/год., 120°C)	975000 (270,8)	96,8	
Загалом	1006818 (279,7)	100,0	
Витрати тепла:			
- з гранулами (6500 кг/год., 45°C)	14479 (4,0)	1,4	
- з відпрацьованим сушильним агентом (65000 кг/год., 40°C)	947050 (263,1)	94,1	
Загалом	961529 (267,1)	95,5	
Втрати ексергії	45289 (12,6)	4,5	

Поличний гранулятор є апаратом, який загалом працює за схемою ідеального витіснення, але з локальними комірками, в яких гідродинамічна структура потоку твердої фази наближується до схеми ідеального змішування. При такій організації потоків рушійна сила тепломасообмінних процесів не є постійною величиною, що призводить до інтенсифікації контакту фаз і більш оптимального діапазону зміни температур потоків твердої і газової фаз. Тому для цього апарата характерні мінімальні ексергетичні втрати (до 5 %) і досить високий ексергетичний к.к.д. (96 %).

6.3 Термодинамічний та ексергетичний аналізи щодо вибору охолоджувача гранул мінеральних добрив

При виборі раціонального типу охолоджувача необхідно враховувати наступні вимоги:

1) мінімальна вартість, а саме, зменшення енергетичних, капітальних та експлуатаційних витрат;

2) висока інтенсивність проведення процесу охолодження та забезпечення оптимальної технологічності, а саме, реалізація в апаратах активних гідродинамічних режимів, забезпечення простоти обслуговування, автоматизації, безпеки та екологічності процесу;

3) отримання якісного продукту, а саме, заданої дисперсності, хімічного складу, достатньої міцності тощо.

Отримані дані щодо дослідження процесу охолодження різних полідисперсних матеріалів як на лабораторних, так і на дослідно-промислових установках показали певні переваги роботи поличного охолоджувача в порівнянні з основними типами конвективних охолоджувачів, що застосовуються на даний час у промисловості. Залежності коефіцієнта охолодження продукту від відношення водяного еквівалента охолоджуючого повітря (W_e) до водяного еквівалента продукту (W_m), які представлені на рис. 6.1, показують достатню ефективність поличного апарата щодо охолодження продукту при питомих витратах охолоджуючого повітря (a , отже, і енергетичних витратах) в 1,5–2,0 рази менше питомих витрат та площі апаратів псевдозрідженого шару, які працюють за наближеними схемами повного витіснення (з тонким шаром) та повного перемішування (з високим шаром). Це пов'язано з тим, що наближення до схеми повного витіснення в поличних апаратах більше, оскільки швидкість потоку матеріалу вище і менше відношення висоти шару, що рухається поверхнею поличкового контакту, до довжини перерізу апарата. Тут також відсутнє поздовжнє перемішування і при перехресному русі потоків матеріалу і охолоджуючого середовища, зберігаються максимальні значення величини рушійної сили процесу, що позитивно впливає на ефективність охолодження.

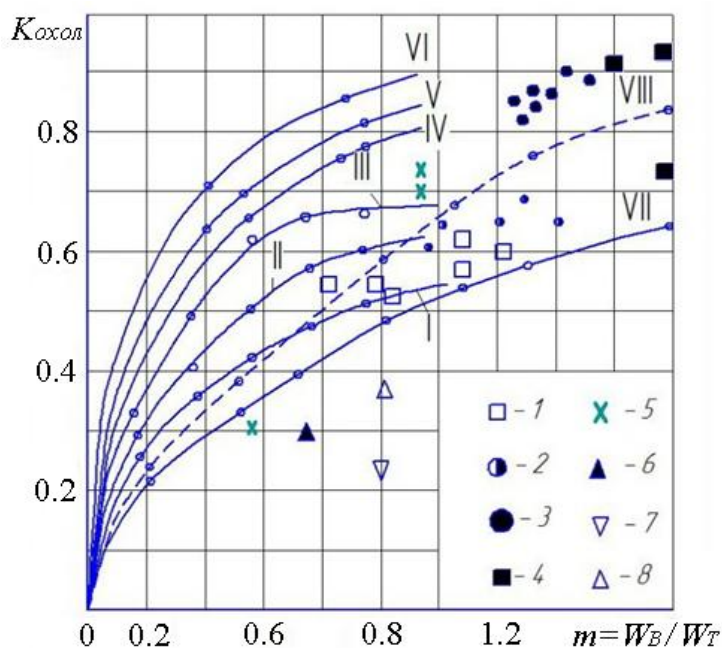


Рисунок 6.1 – Зіставлення експлуатаційних характеристик конвективних охолоджувачів:

Поличний охолоджувач: I – довжина полиці становить 50 % довжини перерізу апарату; II – довжина полиці становить 70 % довжини перерізу апарату; III – довжина полиці становить 85 % довжини перерізу апарату; IV – охолоджувач має дві полиці; V – охолоджувач має три полиці; VI – охолоджувач має чотири полиці. *Охолоджувачі псевдозрідженого шару, які працюють за схемою* [295]:

VII – схема повного перемішування; VIII – схема повного витіснення.

Охолоджувач псевдозрідженого шару [295]: 1, 5 – одноступінчастий прямокутний; 2 – одноступінчастий циліндричний; 3, 4 – двоступінчастий.

Барабанний обертовий охолоджувач [295]: 6 – одноходовий; 7 – секційний;

8 – двостінний

У зоні розвантажувального простору реалізується режим активного перемішування, що інтенсифікує охолодження після того, як рушійна сила знизилася. При зменшенні ширини зони перемішування (ширини розвантажувального простору) підвищується ефективність охолодження (рис. 6.1, криві I, II та III). По мірі збільшення питомої витрати охолоджуючого середовища, у результаті збільшення концентрації частинок матеріалу в

робочому об'ємі апарату, збільшується перемішування матеріалу в шарі, що знижує ефективність охолодження. Збільшення числа поличних контактів (рис. 6.1, криві IV, V і VI) підвищує коефіцієнт охолодження за досить економного витрачання охолоджуючого середовища. У міру зниження коефіцієнта охолодження криві зближаються. Тому при $K_{охол} < (0,40-0,45)$ застосування поличного охолоджувача з декількома контактними елементами стає недоцільним.

У апаратах псевдозрідженого шару, що працюють за схемою повного витіснення (рис. 6.1, крива VIII), ефективність охолодження вище в порівнянні з апаратами, які працюють за схемою повного перемішування (рис. 6.1, крива VII). Тому енергетично вигідними виявляються охолоджувачі з невисоким (до 100–150 мм) киплячим шаром (рис. 6.1, точки 1 і 2).

Однак, охолоджувачі з високими киплячими шарами (рис. 6.1, точки 5) характеризуються дещо більшим значенням $K_{охол}$, внаслідок більш значного часу обробки матеріалу в киплячому шарі. Дво- та триступінчасті охолоджувачі киплячого шару при однакових витратах охолоджуючого повітря дозволяють підвищити значення $K_{охол}$ до 0,8–0,9 (рис. 6.1, точки 3 і 4).

Таким чином, до продуктивності 20–25 т/год. доцільно використовувати охолоджувачі поличного типу і одноступінчасті охолоджувачі киплячого шару, які при достатній ефективності ($K_{охол}=0,5-0,8$) мають більш низькі енергетичні витрати. За продуктивності більше 25–30 т/год. необхідно використовувати дво- і триступінчасті охолоджувачі киплячого шару з безліччю фонтанів та з колосниковою решіткою. Незважаючи на значні габарити та енергетичні витрати, дані охолоджувачі забезпечують високу ефективність охолодження ($K_{охол}=0,8-0,99$).

Барабанні обертові охолоджувачі (рис. 6.1, точки 6, 7, 8) характеризуються низькими значеннями коефіцієнта охолодження. Однак, при охолодженні полідисперсних матеріалів зі значним вмістом (до 60–80 %) дрібних фракцій вони є економічно більш вигідними за рахунок зниження

капітальних та експлуатаційних витрат на установку та обслуговування обладнання для очищення пилового газу.

Оскільки процеси пневмокласифікації і охолодження полідисперсних матеріалів повинні здійснюватися в різних гідродинамічних режимах, то поличний охолоджувач-пневмокласифікатор повинен складатися з двох секцій, розташованих одна над одною: верхня секція – для пневмокліфікації, нижня секція – для охолодження (рис. 1.29). При цьому верхня секція, що працює в режимі «гравітаційно падаючого шару», призначена для виділення фракцій менше 1 мм від полідисперсної суміші вихідного матеріалу і часткового охолодження продукту. Із рис. 6.2 видно, що ефективність процесу вилучення фракції менше 1 мм у винос газовим потоком збільшується на 5–10 % зі збільшенням кількості полиць в секції пневматичної класифікації на одну, а гідравлічний опір при цьому – на 25–30 %.

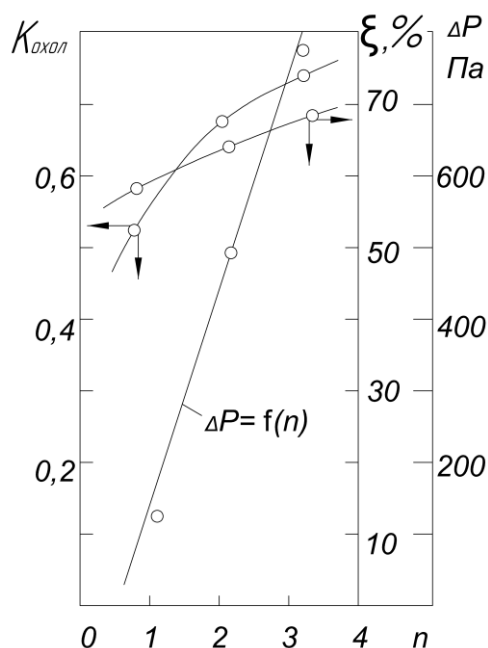


Рисунок 6.2 – Вплив числа поличних контактів на ефективність роботи та гідравлічний опір поличного охолоджувача-пневмокласифікатора

Тому доцільніше для підвищення ефективності процесу сепарації йти шляхом збільшення швидкості потоку повітря до значення першої критичної, а

установка декількох поличних контактів в секції пневматичної класифікації продиктована необхідністю підвищення ефективності процесу охолодження за рахунок збільшення часу перебування частинок в робочому об'ємі секції.

Нижня секція поличного апарата (рис. 1.29) призначена для повного охолодження полідисперсного матеріалу до технологічно необхідної температури в режимі зваженого шару.

Для апаратів високої продуктивності збільшується питома витрата охолоджуючого повітря. При цьому, як видно з рис. 6.1, знижується ефективність процесу охолодження у поличному апараті з постійним значенням його площі поперечного перерізу. Тому необхідно збільшити площу перфорованої полиці, щоб зменшити висоту, тобто наблизитися до режиму повного витіснення. Для реалізації стабільного режиму «зваженого шару» в даному випадку необхідно здійснювати окрему подачу потоку охолоджуючого повітря під поверхню полиці охолоджуючої секції і в зону розвантаження матеріалу з полиці та з різною швидкістю. При цьому на поверхні перфорованої полиці матеріал обробляється в режимі «спокійного кипіння» при швидкості потоку повітря, що перевищує критичну швидкість початку псевдозрідження у 1,5–2,0 рази, а в зоні над розвантажувальним простором – у режимі інтенсивно циркулюючого зваженого шару.

Для підвищення ефективності процесу охолодження в гравітаційному поличному апараті розроблено ряд конструкцій. При охолодженні полідисперсного матеріалу із великими частинками (розміром до 7–10 мм) були розроблені поличні контакти у вигляді подвійної решітки, а для частинок із розміром до 4 мм – «ромбічний» класифікатор-охолоджувач (рис. 6.3), який дозволяє одночасно ефективно охолоджувати і класифікувати вихідний продукт за крупною та дрібною фракціями.

Раціональне використання робочого простору та ефективних способів впливу на потік матеріалу дозволяють у рамках одного корпусу отримати необхідні параметри розділення. Відсутність у корпусі контактних елементів значно знижує гідравлічний опір апарата та його енергоємність.

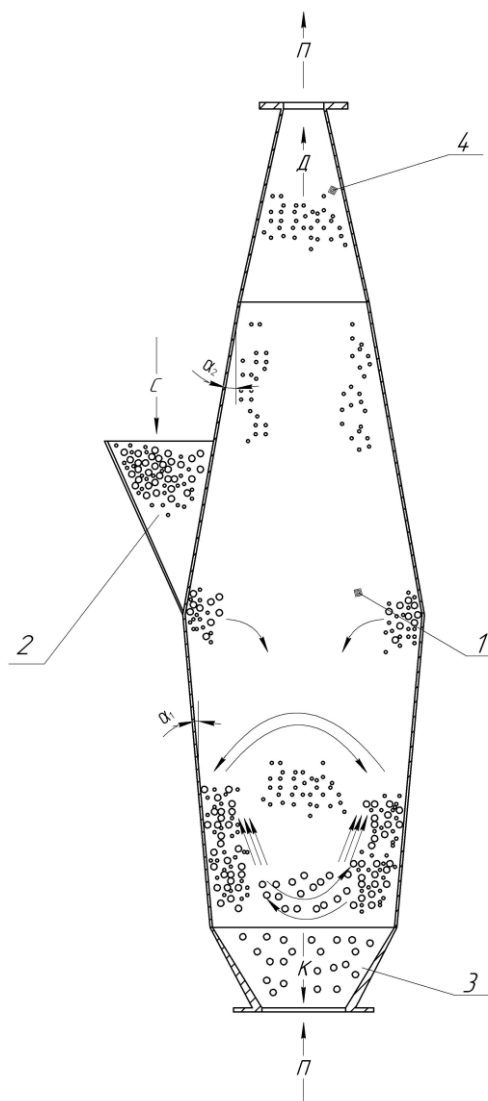


Рисунок 6.3 – Принцип роботи «ромбічного» класифікатора-охолоджувача:
 1 – корпус; 2 – завантажувальний бункер; 3 – нижній розвантажувальний пристрій; 4 – верхній розвантажувальний пристрій; α_1 – кут розкриття ромба; α_2 – кут закриття ромба; П – повітряний потік; С – вихідна суміш гранул; К – крупна фракція; Д – дрібна фракція

Із рис. 6.3 видно, що корпус 1 ромбічної форми умовно можна розділити на дві зони: нижня частина (сепараційна зона) призначена для обертання матеріалу, а верхня – для розгону і відведення з апарата гранул на дорошування. Завантажувальний бункер 2 використовується для рівномірного дозування гранул, що надходять в апарат, а розвантажувальні пристрої 3 і 4 служать для відведення гранул за межі апарата.

Принцип роботи класифікатора-охолоджувача полягає в наступному. Газодувка формує стійкий повітряний потік. Гранули подаються безперервно у середню частину апарата. Під дією сили тяжіння гранули потрапляють у сепараційну зону апарата, де за допомогою повітряного потоку з них утворюється обертовий шар, який підтискається від стінки до стінки. При цьому з шару видувається дрібна фракція, яка розганяється у верхній частині корпусу і виводиться за межі класифікатора (на подальше дорощування). А крупні гранули (розміром більше 2 мм), «продавлюють» обертовий шар і відводяться до збірника у вигляді товарної фракції.

Результати проведених досліджень представлено у табл. 6.5 та на рис. 6.4.

Таблиця 6.5 – Результати експерименту на бінарній суміші (товарна фракція 2–4 мм та недорощена фракція 0,4–2 мм)

Проба	Навіска, г (%)	Фракція 0,4–2 мм, г (%)	Фракція 2–4 мм, г (%)
Вихідна суміш гранул	3129,2 (100,0)	1524,6 (48,7)	1604,6 (51,3)
Вихід гранул на дорощування	1559,6 (100,0)	1507,3 (98,8)	52,3 (1,2)
Вихід товарної фракції	1569,6 (100,0)	17,3 (1,1)	1552,3 (98,9)

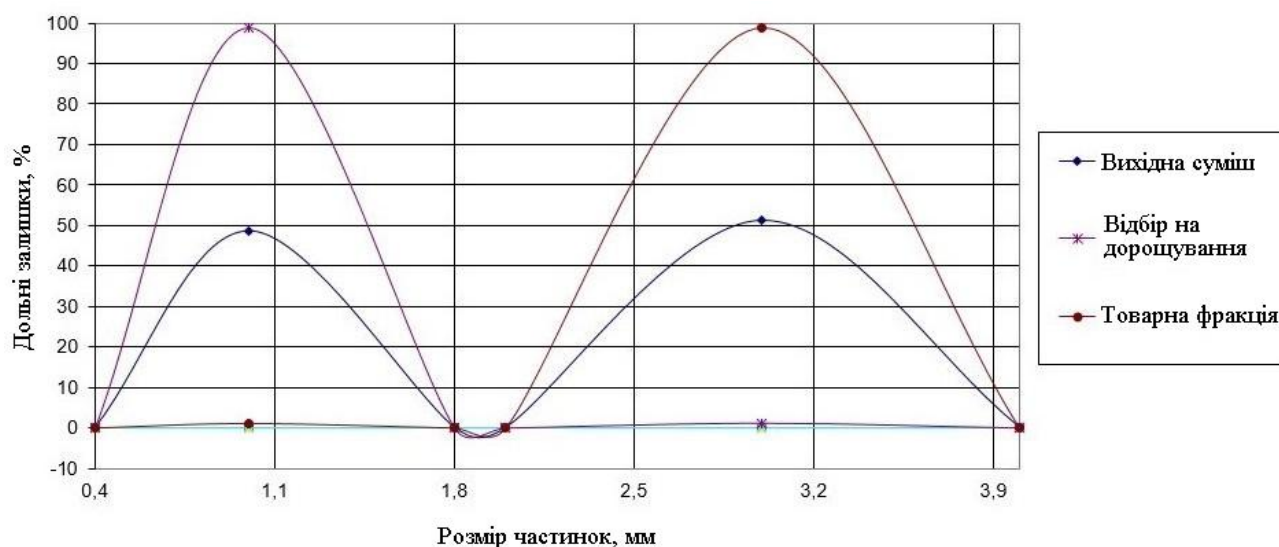


Рисунок 6.4 – Криві розсіву по фракціях

Як це видно за графіком (рис. 6.4), чистота товарної фракції становить 96–98 %, а 2–4 % становлять втрати. Це означає, що ефективність роботи апарата дуже висока і ступінь розділення відповідає вимогам, які висуваються до цього виду обладнання. Частина матеріалу, яка не розділилася, продовжує обертатися, а в корпус апарата надходять нові гранули. У корпусі створюються умови, які дозволяють шару матеріалу обертатися від стінки до стінки.

Результати техніко-економічного обґрунтування підсумовано та зведено в порівняльну табл. 6.6 (за даними кошторису виробництва мідного купоросу потужністю 160 тис. т/рік.).

Таблиця 6.6 – Техніко-економічні показники конвективних охолоджувачів

Найменування показника	Тип охолоджувача		
	Барабанний	Киплячого шару	Поличний
Продуктивність, т/год.	2,0	2,0	2,0
Габарити, м	7,3 × 2,3 × 2,2	1,8 × 1,0 × 3,0	1,5 × 0,6 × 3,3
Витрати металу, т	6,3	1,0	0,6
Витрати повітря, тис. м ³ /год.	8,5	6,0	4,0
Питома витрата електроенергії, кВт/т	9,1	7,0	3,85
Ціна апарата, од.	1,0	0,26	0,16
Вартість монтажних робіт, од.	1,0	0,096	0,060
Експлуатаційні витрати, од.	1,0	0,77	0,43
Питомі капітальні витрати на 1 т продукта, од.	1,0	0,38	0,22

Із табл. 6.6 видно, що поличні охолоджувачі мають менші розміри, меншу металоємність і енергоспоживання в порівнянні з охолоджувачами киплячого шару і барабанного типу. Останні взяті у якості базового варіанту для порівняння.

Залежно від теплового навантаження, в охолоджувачах мінеральних добрив відводиться 20–40 % від загальної кількості тепла, що віддається добривами у грануляційному процесі. Гарячий продукт передає теплоту охолоджуючому повітрю і, як показали випробування, відпрацьоване повітря на виході із поличного охолоджувача має температуру 70–80°C, тоді як після охолоджувачів киплячого шару температура відпрацьованого повітря досягає 45–50°C. У двоярусних охолоджувачах киплячого шару відпрацьоване повітря має температуру 70–75°C.

У діючих технологіях виробництва мінеральних добрив відпрацьоване повітря після очищення від пилу та фтору викидається у атмосферу. При цьому безповоротно розсіюється, знищується працездатна частина теплової енергії, яка зветься ексергією. Тому підвищення технологічних та енергетичних характеристик охолоджувачів зводиться насамперед до можливості використання даної ексергії. У зв'язку з цим можливі наступні шляхи утилізації тепла відпрацьованого повітря:

1. Утилізація тепла у виносних теплообмінниках-рекуператорах з подальшою рециркуляцією охолодженого повітря.
2. Рециркуляція нагрітого, очищеного від пилу відпрацьованого повітря, з подальшою подачею його в якості вторинного в сушарку-гранулятор;
3. Утилізація тепла шляхом прямого контакту гарячого матеріалу і відпрацьованого нагрітого повітря з рекуперативними теплообмінниками, встановленими всередині апарата.

Перший шлях неекономічний: потрібні великі поверхні теплообміну для утилізації низькопотенційного тепла газів, що відходять, і значні капітальні та експлуатаційні витрати, є підвищений корозійний знос теплообмінних поверхонь і підвідних трубопроводів за рахунок конденсації вологи з повітря, яке охолоджується. Застосування другого шляху у виробництві мінеральних добрив утруднено у зв'язку з тим, що питомі витрати охолоджуючого повітря для промислових охолоджувачів псевдозрідженого шару великі і досягають 1,4–2,8 м³/кг [375]. У поличних охолоджувачах, як апаратах з активними

аеродинамічними режимами, питома витрата охолоджуючого повітря значно нижча і становить у середньому 0,5–0,6 м³/кг. У цьому випадку стає можливим здійснити подачу, нагрітого до 70–80°C відпрацьованого повітря, як вторинного, на вхід барабанної гранулятора-сушарки. Як показали розрахунки, таке повернення забезпечить економію природного газу, що подається в топку для отримання сушильного агента до 10–15 % (до 35 нм³/год. газу на кожен гранулятор у виробництві суперфосфату простого). Введення в робочий об'єм охолоджувача теплообмінних контактних елементів не тільки збільшує інтенсивність процесу охолодження гарячого продукту, а й дозволяє забирати до 10–15 % від загальної кількості тепла охолоджувальною водою, яка нагрівається на 10–15°C. Якщо врахувати, що решта тепла від нагрітого відпрацьованого повітря розсіюється через стінки апарату і трубопроводи (до 10 %), і особливо інтенсивно через стінки циклонів (до 25 %), то стає зрозумілим як важливо не допускати втрат даної теплової енергії, а точніше ексергії.

Зіставлення енергетичних показників для основних типів конвективних охолоджувачів, які застосовуються у виробництві гранульованих мінеральних добрив, наведено у табл. 6.7.

Дані табл. 6.7 свідчать, що незважаючи на досить високі значення коефіцієнтів охолодження (термічних к.к.д.) та рекуперації, ексергетичні к.к.д. охолоджувачів низькі і тільки для поличних апаратів величини зазначених к.к.д. приблизно однакові. Останнє пояснюється меншими втратами ексергії від кінцевої різниці температур для поличних охолоджувачів, оскільки відпрацьоване повітря нагрівається в ньому до вищої температури. А цього можна досягти, перш за все в апаратах, що працюють за схемою ідеального витіснення, тому більш вищі значення ексергетичних к.к.д. матимуть поличні охолоджувачі. Двоступінчасті охолоджувачі з тонким киплячим шаром мають вищі значення ексергетичного к.к.д., ніж одноступінчасті з тонким і високим киплячими шарами.

Таблиця 6.7 – Характеристика енергетичних показників конвективних охолоджувачів

Тип охолоджувача	Відношення водяних еквівалентів повітря і продукту, $m = W_B/W_T$	Коефіцієнт охолодження чи термічний к.к.д., $K_{охол} (\eta_t)$	Ексергетичний к.к.д., η_e	Коефіцієнт рекуперації, K_p
Поличний	0,5–1,5	0,5–0,85	0,4–0,75	0,45–0,8
Одноступінчастий з тонким киплячим шаром	0,8–1,8	0,5–0,65	0,2–0,4	6,5–0,6
Одноступінчастий з високим киплячим шаром	4,0	0,8	-	-
Двоступінчастий з тонким киплячим шаром	1,2–2,5	0,8–0,9	0,25–0,5	0,7–0,8
Трьохступінчастий киплячого шару	4,0	0,9	-	-
Барабанний обертовий	0,8–1,0	0,2–0,4	-	0,2–0,3
Шахтний	2,5	0,55	-	-

6.4 Рекомендації щодо застосування апаратів зваженого шару в промисловості

Гранульовані фосфорні добрива після грохочення охолоджують в апаратах псевдозрідженого шару. Очищення та утилізація тепла значних обсягів повітря, що виникає при аспірації грохотів та охолоджувачів, потребує окремих систем очищення та утилізації, що значно ускладнює технологічну схему виробництва. При експлуатації даної схеми виробництва, внаслідок великих питомих навантажень на нижні сітки грохотів (комірки сітки розміром

1,2 мм), грохот швидко виходить з ладу, внаслідок залипання комірок сітки дрібними частинками, що, у свою чергу, веде до нерівномірності гранулометричного складу товарної фракції та погіршення якості продукту. Аналіз пилогазових викидів (табл. 6.8) показує, що у кожній із основних стадій виробництва утворюються досить великі обсяги запиленого газу, концентрація пилу в яких незначна. Через низьку температуру великих кількостей аспіраційного повітря, утруднена утилізація тепла відпрацьованого повітря.

Таблиця 6.8 – Характеристика пилогазових потоків у виробництвах фосфорних добрив

Виробництво продукту	Параметри газового потоку	Стадії виробництва		
		Грануляція, сушіння	Охолодження	Аспірація
Суперфосфат	Об'єм, тис. м ³ /год.	до 200	20–50	8,8–15,0
	Концентрація, г/м ³	0,15–12,0	1,40–2,23	до 10
	Температура, °С	110–130	40–45	20–22
Амофос	Об'єм, тис. м ³ /год.	70–116	30–55	-
	Концентрація, г/м ³	7–70	1,7–6,6	-
	Температура, °С	100–110	45–50	-

Зазначені вище недоліки діючої технології виробництва виключаються при суміщенні стадій класифікації та охолодження в одному апараті, що й дозволяє застосувати для цієї мети поличний охолоджувач-пневмокласифікатор (рис. 1.29). Потік повітря після охолодження матеріалу, надходить у верхню секцію пневмокласифікації, в якій, рухаючись протитечією до шару матеріалу, що падає, додатково нагрівається, в результаті чого підвищується ефективність процесу утилізації тепла. Секціонування апарату скорочує шлях транспортування потоку повітря та зменшує витрати енергії на просмоктування цієї кількості повітря.

Як показали порівняльні випробування (табл. 6.9), поличний охолоджувач-пневмокласифікатор за величиною коефіцієнта охолодження і ступеню вилучення дрібної фракції перевершує як пристрої типу пневмотруб, так і апарати з псевдозрідженим і зваженим шарами, в яких питома витрата охолоджуючого повітря на 30–50 % вища.

Таблиця 6.9 – Результати випробувань охолоджувачів

Матеріал	Тип апарата	Вміст фракції 1 мм, %			Коефіцієнт охолодження, $K_{охол}$	Ступінь вилучення, ϵ , %	Питома витрата повітря, м ³ /кг	Гідралічний опір, кПа
		у висхідному продукті	у виносі	у провалі				
Амофос	Поличний	20	97,5	10	0,69	73	0,4	0,5–1,5
Суперфосфат	Поличний	40	100	26,2	0,6–0,65	50	0,4	0,5–1,5
	Поличний	40	98	12,6	0,64–0,71	79	0,7	0,5–1,5
	Пневмотруба	40	99,7	33,3	0,15–0,20	25	0,7	0,1–0,5
	Пневмотруба	40	97,5	27,9	0,46–0,48	42	1,1	0,1–0,5
	Завислий шар на провальній решітці	40	100	34,9	0,5–0,55	20	0,7	1,8–2,0
		40	98	31,9	0,65–0,70	30	1,1	1,8–2,0
	Киплячий шар	40	-	-	0,32	-	0,56	2,1
-		-	-	0,72–0,80	-	1,08	1,8–2,0	

Температура матеріалу в апараті з однією полицею знижується з 90°С до 65–70°С. Така незначна ступінь охолодження пояснюється невеликим часом перебування матеріалу, що рухається по похилій полиці в режимі гравітаційного падаючого шару.

Але при цьому, в результаті невеликої концентрації частинок матеріалу в робочому об'ємі апарату і тісного контакту частинок з повітряним струменем, інтенсивно з продукту вилучається дрібна фракція. Найбільший ступінь

знепилення досягається при живому перерізі полиці у секції пневмокласифікації 5 %. При збільшенні швидкості повітряного потоку у вільному перерізі апарату від 2,4 м/с до 3,7 м/с, ступінь вилучення фракції – 1 мм у винесення становить 30–60 %, а товарної фракції +1 – 1,6 мм не більше 1,5–2 %.

Ступінь охолодження матеріалу у секції охолодження на полиці з живим перерізом 15 % значно збільшується і досягає максимуму. При зазначених оптимальних конструктивних параметрах і швидкості повітряного потоку в перерізі апарату, яка дорівнює 2,4 м/с, на полиці з живим перерізом 15 % реалізується режим зваженого шару, в якому частинки охолоджуються більш ефективно досягаючи кінцевої температури 40–45°C. Внаслідок дії ефекту поздовжнього переміщення в такому режимі ефективність вилучення дрібної фракції знижується до 20 %.

Перевагою полицного охолоджувача-пневмокласифікатора є можливість знепилювання та охолодження матеріалів широкого фракційного складу, що містять поряд з дрібними частинками шматки розміром до 50–100 мм, без забивання решіток і при малому гідравлічному опорі, який не перевищує 1,5 кПа. Завдяки пульсуючому розвантаженню при перетіканні частини повітря між перфорацією полиці і розвантажувальною щілиною та інтенсивного контакту фаз у даному просторі, забезпечується чітка класифікація при високих питомих навантаженнях, які досягають 15–20 кг/м²·с, що значно перевищує питомі навантаження 0,1–1,5 кг/м²·с, при яких працюють охолоджувачі-сепаратори псевдозрідженого шару. Для підвищення експлуатаційної надійності полицних апаратів, похилі полиці можуть виготовлятися як із щілиноподібними отворами розміром 0,01×0,05 м, так і набиратися з пластин або паралельно розташованих труб та жолобів, які, як показали порівняльні випробування, забезпечують практично однакову інтенсивність знепилення та охолодження матеріалу.

Якість продукту на виході з барабанного гранулятора-сушарки за гранулометричним складом визначається технологічним режимом розпилення

та розміром частинок зовнішнього ретур. Застосування поличного апарату дозволяє або повністю видалити з вихідного матеріалу частинки розміром менше 1 мм (при вмісті їх у вихідному матеріалі до 20–30 %), або сформувати гранулометричний склад винесення із частинок розміром до 1,3–1,6 мм і, подаючи їх як зовнішній ретур на факел розпилу, отримувати вихід більш крупної товарної фракції. При цьому переважно виносяться частинки неправильної форми та пошкоджені при їхньому дробленні, що покращує якість продукту. Це підтверджує необхідність пневмокласифікації гранульованих добрив.

Конструкцію поличного охолоджувача-пневмокласифікатора гранульованих мінеральних добрив легко реалізувати, модернізуючи діючі охолоджувачі киплячого шару шляхом нарощування до верхньої частини його в місці завантаження матеріалу секції пневмокласифікації. У табл. 6.10 представлена технічна характеристика поличного охолоджувача-пневмокласифікатора гранульованого суперфосфату та діючого у виробництві суперфосфату охолоджувача киплячого шару.

Таблиця 6.10 – Технічна характеристика конвективних охолоджувачів

Найменування показників	Тип охолоджувача	
	Поличний	Киплячого шару
Продуктивність, т/год.	33	20
Витрата повітря, тис. м ³ /год.	22	31
Гідравлічний опір, Па	3500	3500
Площа решітки, м ²	2,6	5
Маса, кг	2500	6130
Габаритні розміри, мм:		
- довжина	3400	5900
- ширина	1605	1605
- висота	6065	5230

Поличний охолоджувач-пневмосепаратор доцільно встановлювати відразу за гранулятором. Знепилення гранульованих добрив дозволяє видалити до 10–15 % фракції, що пилить. Дана технологічна операція усуває пиловиділення при транспортуванні та механічній класифікації продукту на грохотах.

Ефективне видалення пилу з грануляту зменшує до 50 % кількість аспіраційного повітря, що дозволяє направити його в загальну пилогазоочисну систему для газів, що відходять після гранулятора-сушарки, а це знижує електроспоживання витяжного вентилятора (у виробництві простого суперфосфату зменшення електроспоживання до 10 %, що економить до 50 кВт електроенергії). Такий шлях є одним із напрямків з розробки енергоощадної технології виробництва гранульованих мінеральних добрив. Відсутність у продукті пилоподібних фракцій істотно підвищує ефективність механічної класифікації гранул на грохотах, а, отже, і якість готового продукту.

Відсутність у продукті пилоподібних фракцій істотно підвищує ефективність механічної класифікації гранул на грохотах, а, отже, і якість готового продукту. Оскільки поличні апарати не мають спеціальних переточних пристроїв, їх можна розташовувати в технологічній лінії каскадом, направляючи продукти самопливом з гранулятора в охолоджувач-пневмокласифікатор, а з останнього на грохіт. Це виключить із технологічної лінії частину громіздких елеваторів. Знепилення гранульованих мінеральних добрив перед їхньою основною технологічною обробкою дозволяє зменшити кількість пилогазових викидів та знизити запиленість повітря в операційних відділеннях виробництва.

Знефторений фосфат виробляється шляхом гідротермічного спікання і розкладання апатитового концентрату в обертових печах. Однією з особливостей цього виробництва є висока температура продукту, яка повільно знижується через малу величину його коефіцієнта теплопровідності (близько 0,2 кВт/м·К). Наявні, наприкінці випалювальної печі, рекуператори охолоджують знефторений фосфат не достатньо ефективно. Його температура при перевантаженні на стрічковий транспортер, згідно з вимірами, коливалася в межах від 140°C до 280°C, а частина шматків була розпечена. Після розмолу у

кульовому млині температура готового продукту становить 140–160°C. У бункерах готового продукту температура знефтореного фосфату знижується незначно і через п'ять діб опускається тільки до 120°C. Лише дворазове перекачування продукту стисненим повітрям системою пневмотранспорту в щільному шарі дозволяє знизити температуру матеріалу до 48–56°C.

Вирішити зазначену проблему можна шляхом застосування у виробництві знефторених фосфатів досить ефективних та надійних апаратів для охолодження продукту.

Охолоджувач знефтореного фосфату повинен забезпечити охолодження продукту до 45–50°C з мінімальними витратами на спорудження та експлуатацію як самого апарату, так і допоміжного обладнання (пиловловлювачів). Важливою вимогою є утилізація тепла, яке забирається від гарячого матеріалу, а також усунення викидів у атмосферу. Охолоджувач повинен бути конструктивно простим та надійним у роботі. Враховуючи ці вимоги, охолодження доцільно починати безпосередньо при виході гарячого матеріалу з технологічного обладнання, коли температура максимальна, а тепло ще не втрачено. Для спрощення конструкції охолоджувача зернисті матеріали необхідно переміщати за рахунок їхньої сипкості, уникаючи спорудження складних механічних транспортних пристроїв. При цьому, при відключенні подачі охолоджуючого повітря, охолоджувач повинен працювати як звичайна тічка, безперешкодно пропускаючи матеріал на подальшу технологічну обробку. Тепло, що віднімається від гарячого матеріалу повітрям, повинно використовуватись для технічних та санітарно-технічних цілей (підігрів припливного повітря тощо).

Отримані при дослідно-промисловій перевірці поличного охолоджувача результати показують, що нерозмелений знефторений фосфат, який має на виході з випалювальної печі широкий фракційний склад, перед охолодженням необхідно попередньо класифікувати на два класи, оскільки час охолодження крупних та дрібних частинок значно відрізняється. Дрібні та крупні частинки при цьому необхідно охолоджувати в окремих каналах установки за різних

режимів. Встановлено, що за час перебування в апараті охолоджуються тільки частинки розміром менше 20–30 мм. Тому більші фракції, кількість яких не перевищує 20 % від вихідної кількості, охолоджуються в іншій камері у вигляді суцільного шару, що повільно опускається і через який просмоктується повітря, а зверху розпорошується форсунками охолоджувальна вода.

Аналізуючи температурний режим та крупність знефтореного фосфату на шляху від випалювальних печей до ділянки його подрібнення в барабанних млинах, можна вказати такі місця розміщення охолоджувача:

1. Безпосередньо в розвантажувальному пристрої (камері) випалювальної печі при певній реконструкції;
2. У місці розвантаження з елеватора, після процесу подрібнення, на горизонтальний конвеєр;
3. За барабанним млином.

У першому і другому випадках охолоджується крупнозернистий нерозмелений продукт, що містить шматки до 100–150 мм, у третьому – дрібнодисперсний розмелений продукт з розміром частинок 60–80 мкм.

Апарат для охолодження знефтореного фосфату (рис. 1.28) передбачає класифікацію продукту на два класи: дрібний (-30 мм), який охолоджується за час його руху по каскаду похилих полиць в одній камері і великий (+30мм), який охолоджується у другій камері шляхом просмоктування потоку повітря через шар, який опускається. Перша камера, в яку надходить дрібний гарячий дисперсний продукт із печі, закривається зверху двома решітками з круглими отворами діаметром відповідно 50 та 30 мм. Кут нахилу решіток до горизонту перевищує кут природного укосу матеріалу, що дорівнює 35°. Верхні грати знижують навантаження на нижню. Щоб направити матеріал на верхню частину теплообмінника з ребристими поверхнями, під нижньою решіткою встановлюються направляючі пластини. Під цим теплообмінником розташована решітка, діаметр отворів якої 5 мм, живий переріз 15 %, кут нахилу до горизонту 15–20°, відстань між кінцем решітки і стінкою шахти 100–150 мм. Завдяки тому, що загальна площа всіх отворів решітки значно

перевищує площу щілини між її кінцем і стінкою апарату, основна частина повітря йде в отвори решітки, інтенсивно продуваючи матеріал на ній. Останній рухаючись у просторі між пластинами теплообмінника і під ними, охолоджується і надходить на верхню частину решітки нижче. Для створення спрямованого висхідного руху, повітря подається в спеціальний канал, приєднаний знизу до цієї решітки. Із цього каналу повітря спливає вгору струменями і, пройшовши через отвори решітки, інтенсивно продуває матеріал, що переміщається по ній. Останній, віддавши тепло повітрю, зсипається з цих решіток у нижню частину шахти, а з неї, при відкритому запірному пристрої, на конвейєр. Для поліпшення умов теплообміну у потік повітря, що надходить через канал під нижню решітку, за допомогою форсунки подають воду.

Оскільки в другу камеру надходять крупні частинки і грудки, які повільніше охолоджуються, необхідно по можливості збільшити їх час перебування в цій частині охолоджувача. Це досягається шляхом зменшення кутів нахилу пересипних полиць до $25\text{--}30^\circ\text{C}$ та збільшення швидкості висхідного потоку. Більша кількість води подається як у повітря, що надходить із вентилятора, так і безпосередньо на матеріал із форсунок. Якщо у першій камері швидкість потоку повітря у вільному перерізі не перевищує $3,5\text{--}4,5$ м/с, то у другій швидкість повітряного потоку становить $8\text{--}10$ м/с. Завдяки цьому великі шматки інтенсивніше продуваються повітряним потоком, а дрібні частинки, швидкість витання яких менше $8\text{--}10$ м/с, виносяться із шахти вгору. Великі частинки і грудки, пересипаючись по полицях, опускаються в нижню частину шахти, що є бункером, де вони знаходяться заданий час, необхідний для охолодження до температури $55\text{--}60^\circ\text{C}$. Час перебування крупної фракції у бункері визначається оборотами шлюзового затвора. У бункері продовжується охолодження великих частинок і грудок, як шляхом просмоктування повітря, так і розпилюванням води із форсунок. Із бункера вони потім конвеєром прямують на дроблення. Потоки повітря, що відходить з обох камер, виходять у верхню розширену частину апарату, де підхоплюються потоком повітря, що всмоктується обертовою піччю.

Таким чином, для роботи даного охолоджувача не потрібні пиловловлювачі, оскільки повітря, подане для охолодження надходить у випалювальну піч в кількості 20 тис. м³/год. Крім зниження температури знефтореного фосфату до необхідної величини, цей охолоджувач дозволяє утилізувати до 20–30 % тепла, що підвищує к.к.д. випалювальні печі.

Враховуючи невеликий гідравлічний опір такого вбудованого охолоджувача, від подачі повітря вентиляторами можна відмовитися, якщо герметизувати стики розвантажувального пристрою з корпусом печі, що обертається. При цьому достатня для охолодження знефтореного фосфату кількість повітря просмоктуватиметься через охолоджувач завдяки розрідженню, що існує в печі.

Результати випробування поличного охолоджувача нерозмеленого знефтореного фосфату представлені в табл. 6.11.

Таблиця 6.11 – Результати випробувань поличного охолоджувача нерозмеленого знефтореного фосфату

Температура матеріалу, °С			Температура повітря, °С		Температура води у теплообміннику, °С		Доля відібраного тепла		Коефіцієнт охолодження
Вихідного	Провалу	Виносу	Початкова	Після апарата	На вході	На виході	Повітрям	Повітрям і водою	
120	50	25	20	60	без теплообмінника		0,17	-	0,7
250	75	35	25	50	20	22	0,24	0,27	0,77
250	70	35	18	80	20	22	0,49	0,54	0,78
250	100	35	18	75	20	22	0,41	0,45	0,65
250	150	52	20	60	14	20	0,32	0,36	0,43
250	130	50	20	70	16	26	0,39	0,44	0,52
250	100	40	18	60	з форсункою		0,36	0,93	0,65

При охолодженні нерозмеленого знефтореного фосфату (табл. 6.11) температура провалу досягає 60–100°C, а винесення – 25–50°C. Змішування провалу та винесення в шнеку, який є загальним для апарата та циклону, призвело до температури продукту 60–65°C.

При охолодженні нерозмеленого знефтореного фосфату повітря в апараті забирає до 28 % тепла, що є у продукті, а у циклоні навколишнє повітря відбирає до 11 % тепла. Вода, яка циркулює у теплообміннику, сприймає при цьому тільки 5 % тепла матеріалу. Основна кількість його тепла (близько 56 %) розсіюється в атмосферу через зовнішні поверхні апарату, бункерів, трубопроводів тощо. У той же час, в охолоджувачах киплячого шару гранульованих добрив у атмосферу розсіюється до 70 % тепла.

З усього відібраного в апараті від знефтореного фосфату тепла 64 % його забирає повітря, в циклоні атмосфері віддається 26 % і лише 10 % приймає вода, що подається у теплообмінник. Останнє, мабуть, певною мірою є наслідком малої величини поверхні теплообміну, а також неякісного контакту між пластинами та трубами теплообмінника.

При подачі води форсункою на нерозмелений знефторений фосфат розподіл тепла між вказаними складовими суттєво змінюється. Вода, що випаровується, віднімала при цьому до 60 % тепла продукту, повітря в апараті – до 30 %, в циклоні – до 10 %. Віддача тепла через стінки апарата не перевищувала 10 %.

Після кульових млинів розмелений знефторений фосфат доцільно охолоджувати під час процесу транспортування. Виконання цього завдання за допомогою пневможелобів до успіху не призводить, насамперед, через підвищений винос частинок із шару (до 50–80 %). Застосовувана у виробництві установка нагнітального пневмотранспорту з охолодженням продукту через стінку пневмотрубопроводу водою, що циркулює у привареній до нього сорочці, працює незадовільно. Причиною є недостатня величина поверхні охолодження та висока температура стисненого повітря, що використовується для пневмотранспортування.

Для покращення ефективності таких установок необхідно збільшити поверхню теплообміну. Останнє вдається досягти, ввівши додаткові теплообмінники безпосередньо всередину існуючого пневмопроводу, перетин якого збільшується. Оскільки концентрація частинок у потоці для зменшення ймовірності засмічення теплообмінних поверхонь повинна бути знижена, то доцільно застосування пневмотранспорту, що всмоктує, замість існуючого нагнітального. Крім того, теплообмінники для зменшення гідравлічного опору повинні легко обтікати потоком та створювати для підвищення часу перебування матеріалу в апараті циркуляцію певної кількості матеріалу.

Схема пристрою пропонованого пневмохолодильника показано на рис. 1.26. Застосовані теплообмінники з ребристими поверхнями разом з перфорованими пластинами встановлюються всередині пневмохолодильника під кутом до руху двофазного потоку із зазорами між його кінцями і стінками корпусу. Двофазний потік спочатку ковзає вздовж пластини, а потім з великою швидкістю приходить у більший за величиною зазор між верхнім кінцем пластини і стінкою апарату. При цьому частина матеріалу разом з потоком виноситься до розташованого вище аналогічного теплообмінника, а частина випадає на цей теплообмінник, укріплений на перфорованій полиці. Тут матеріал продувається повітрям, яке проходить через отвори у полицях. Частина його, не винесена потоком, провалюється у менший за величиною зазор між нижнім кінцем теплообмінника і стінками корпусу.

У цьому охолоджувачі частину матеріалу можна спрямовувати вниз, протитечією до висхідного потоку повітря. Пересипаючись по полицях, він також охолоджується повітрям при прямому контакті з потоком повітря та водою через стінку. Охолоджений продукт потім надходить у систему для його транспортування, що є в цеху, і потрапляє в бункер, в який надходить з циклонів знефторений фосфат, винесений потоком з охолоджувача.

Результати випробування поличного охолоджувача розмеленого знефтореного фосфату представлено у табл. 6.12.

Таблиця 6.12 – Результати випробувань поличного охолоджувача розмеленого знефтореного фосфату

Температура матеріалу, °С			Температура повітря, °С		Температура води у теплообміннику, °С		Доля відібраного тепла		Коефіцієнт охолодження
Вихідного	Провалу	Виносу	Початкова	Після апарата	На вході	На виході	Повітрям	Повітрям і водою	
120	75	25	18	50	20	21	0,21	0,24	0,44
140	70	30	18	50	20	21	0,21	0,24	0,57
140	80	30	18	50	20	21	0,23	0,27	0,49

При охолодженні розмеленого знефтореного фосфату температура провалу та винесення становить відповідно 70–80°C та 25–30°C. При охолодженні розмеленого знефтореного фосфату повітря в апараті забирає 20–23 % від усього тепла матеріалу, а вода через стінки теплообмінника лише – 3–4 %. В атмосферу розсіюється, як і в охолоджувачах для гранульованих добрив до 70 % тепла. Воду безпосередньо на поверхню частинок не подаємо, оскільки це погіршує якість продукту.

У табл. 6.13 представлено технічну характеристику поличних охолоджувачів нерозмеленого та розмеленого знефтореного фосфату та барабанного охолоджувача для нерозмеленого продукту.

Таким чином, за допомогою поличних охолоджувачів за годину вдається утилізувати від нерозмеленого знефтореного фосфату $198 \cdot 10^3$ кВт тепла, а від розмеленого знефтореного фосфату $174 \cdot 10^3$ кВт тепла. Усього поглинається водою та повітрям за годину $372 \cdot 10^3$ кВт тепла, яке може використовуватись на підігрів припливного повітря, оборотної води тощо. Передачу тепла від цих низькотемпературних теплоносіїв до припливного повітря можна здійснити за допомогою теплових труб або теплообмінників.

Таблиця 6.13 – Технічна характеристика конвективних охолоджувачів знефтореного фосфату (ЗФ)

Найменування показників	Найменування охолоджувача				
	Для нерозмеленого ЗФ				Для розмеленого ЗФ
	Поличний, вбудований у розвантажувальну камеру			Барабанний	Поличний на лінії пневмотранспорту
	Загальна	По фракціям		Загальна	
Крупна		Дрібна			
Продуктивність загальна, т/год.	5–7	1	4	20–25	25
Питома продуктивність, т/м ² ·год.	7,14	4,16	4,26	3,79	-
Швидкість повітря, м/с	-	8	3	3,5	20
Витрата повітря, м ³ /год.	5093	950	4071,5	50650	17439
Кількість забраного тепла, кВт·10 ⁻³ :					
- загальне	198,4	39,7	158,7	883,9	174,0
- повітрям	59,5	11,9	47,6	592,2	-
- водою	138,8	27,7	111,1	291,7	-
Поверхня теплообміну, м ²	7,87	1,57	6,3		50,23
Кількість пластин, шт.	24	4	20	-	150
Число теплообмінників, шт.	-	-	-	-	5
Габарити: робочий перетин (чи діаметр), м ²	1,05×0,8	0,3×0,8	0,75×0,8	2,2	0,6×1,5
Висота (чи довжина), м	3,0	1,3	1,3	16	5,2
Гідравлічний опір, кПа	1–1,5	-	-	0,1–0,2	1500

6.5 Висновки до шостого розділу

1. Розроблено методику ексергетичного аналізу щодо оцінки енергетичних витрат на процеси гранулювання та конвективного охолодження гранульованого продукту, яка дозволяє обґрунтувати вибір оптимальних параметрів зазначених процесів, враховуючи енергетичні витрати та ефективність обладнання. Представлені рівняння для визначення величини ексергії матеріальних потоків, ексергетичних втрат, які обумовлені зміною величини тиску середовища на межі «вхід – вихід», втратами тепла через стінки апарата в навколишнє середовище та теплообміном при кінцевих різницях температур технологічних потоків на вході в апарат та виході із нього. Представлено рівняння для визначення ексергетичного к.к.д., який характеризує енергоефективність технічної системи. Чим менша різниця температур для технологічних потоків на виході з апарата, тим менші ексергетичні втрати, вище значення ексергетичного к.к.д. (η_e) і, відповідно, апарат буде мати більшу енергоефективність.

2. Проведено ексергетичний аналіз процесів гранулювання у грануляційних баштах без охолоджувача, у грануляційних баштах з охолоджувачем, апаратах киплячого шару та багатоступневих (поличних) апаратах. Аналіз показав, що ексергетичний к.к.д. для вказаних грануляційних установок дорівнює відповідно: 64 %, 71 %, 32 % та 96 %.

3. Проведено ексергетичний аналіз для раціонального вибору конструкції охолоджувача гранул мінеральних добрив, який дозволяє систематично оцінити ефективність різних конструкцій охолоджувачів з точки зору енергетичних втрат та ефективності використання енергії, що сприяє вибору найбільш економічно доцільного варіанту. Показано певні переваги роботи поличного охолоджувача в порівнянні з основними типами конвективних охолоджувачів, що застосовуються на даний час у промисловості.

4. Надано рекомендації щодо практичного використання охолоджувачів гранульованих добрив та зернистих сумішей у різних галузях промисловості. Ці

рекомендації допоможуть оптимізувати процеси охолодження, зменшити енергетичні витрати та підвищити ефективність виробництва в окремих секторах промисловості.

Основні результати дослідження опубліковані в наукових працях: [284, 295, 328, 381–383].

ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ

1. Проаналізовано сучасні методи гранулювання та апаратура для їх здійснення. Визначено, що найбільшого впровадження набули наступні методи: диспергування плавів та послідує охолодження утворених гранул у грануляційних баштах (приплювання), обкочування з одночасним диспергуванням плаву на поверхню гранул, диспергування пульпи чи суспензії у псевдозріджений (зважений) шар. Також, внаслідок аналізу витікає, що для отримання багатошарових та пористих гранул найбільш раціональною технологією є метод розпилення рідинного середовища на поверхню частинок у киплячому чи завислому шарах.
2. Теоретично обґрунтовано гідродинаміку руху диспергованих крапель плаву під впливом власних коливань, що дало змогу розраховувати факел розпилу, раціонально підібрати форму корзини гранулятора та швидкість її обертання. Встановлено, що збільшення швидкості обертання корзини на 70 об./хв. призводить до значного (майже вдвічі) збільшення радіуса факела розпилу. Це, у свою чергу, дозволяє спрогнозувати необхідний діаметр грануляційної башти.
3. Теоретично досліджено кінетику охолодження гранул при їх падінні у грануляційній башті. Це дало змогу побудувати епюри розподілу температури по радіусу гранули карбаміду діаметром 1,4 мм, що дозволяє детально вивчити процеси теплопередачі всередині гранул під час їх охолодження. Також було отримано рівняння теплового балансу, яке дозволяє визначити температуру повітря, що контактує з поверхнею гранули.
4. Доведена можливість отримання укрупнених гранул карбаміду розміром 7–10 мм при високотемпературному гранулюванні методом обкочування в тарілчастому грануляторі. Визначено оптимальні діапазони показників конструктивних та режимно-технологічних параметрів процесу, а саме: кут нахилу тарілки становить 45° , температура плаву при його розпиленні

складає 134–140°C, оптимальний факел розпилення для гідравлічної форсунки становить $\beta = 65^\circ$ при тиску в ємності 0,07–0,09 МПа. Також встановлено, що розпилення плаву треба здійснювати у лівому секторі верхньої частини тарілки, що обумовлює більший вміст товарної фракції у готовому продукті.

5. Отримано емпіричні рівняння для визначення швидкості газового потоку, за якої реалізовується гідродинамічний режим завислого шару. Теоретично обґрунтовано вплив газового потоку на процес сепарації дрібних частинок. Розроблено математичну модель сепарації твердих частинок зі зваженого шару та отримано залежність, яка дозволяє визначити величину виносу частинок матеріалу окремо за кожною фракцією, що дає можливість прогнозувати гранулометричний склад кінцевого продукту.
6. Теоретично проаналізовано вплив пористої структури оболонки гранули на характер теплопровідності, що дає змогу визначити температурний режим процесу при отриманні гранул з різним ступенем пористості. Отримано залежність для визначення ефективного коефіцієнта теплопровідності в залежності від величини пористості гранули та істинних коефіцієнтів теплопровідності твердого скелета і газу в порожнинах гранули. Встановлено, що з підвищенням пористості збільшується час нагрівання і знижується температура гранул.
7. Теоретично обґрунтовано розмежування основних стадій теплоперенесення в системі «газ – тверда фаза» у зважених шарах. Запропоновано критерій (температурний симплекс) для вибору розрахункових методик, які застосовуються для вирішення внутрішніх або зовнішніх задач теплоперенесення, що дозволяє точніше моделювати процеси теплопередачі в залежності від конкретних умов. На основі рішення диференціального рівняння теплопровідності Фур'є (внутрішня задача) та диференціального рівняння теплового балансу (зовнішня задача) розроблено математичну модель міжфазного теплообміну в

гетерогенній системі «газ – тверда фаза», що дало змогу оцінити ефективність теплоперенесення у гравітаційно падаючому, киплячому та зваженому шарах.

8. Отримано результати дослідження гідродинаміки руху газового потоку в багатоступеневому поличному апараті зваженого шару. Експериментально встановлено, що при $l/B = 0,15$ та живому перетині полиці 15 % спостерігається значне збільшення швидкості газового потоку в зоні розвантажувального простору, що позитивно впливає на здійснення тепло- та масообмінних процесів. Розроблено математичну модель кінетики гранулювання у багатоступеневих поличних апаратах, яка дозволяє визначити розподіл частинок за їх розмірами на кожній полиці гранулятора.
9. Проведено ексергетичний аналіз для раціонального вибору конструкції охолоджувача гранул мінеральних добрив, що дозволило оцінити ефективність охолоджувачів різного типу. Показано, що найбільш розповсюджені у промисловості охолоджувачі киплячого шару мають достатню величину термодинамічного к.к.д. та ефективність охолодження, але низький ексергетичний к.к.д. та, відповідно, високі енергетичні витрати. Найбільший ексергетичний к.к.д. (в межах 0,4–0,75) мають поличні охолоджувачі, у яких ефективність охолодження також достатньо висока і досягає 0,5–0,85 за низьких енерговитрат.
10. Розроблено методику ексергетичного аналізу щодо оцінки енергетичних витрат на процеси гранулювання та конвективного охолодження гранульованого продукту, яка дозволяє обґрунтувати вибір оптимальних параметрів зазначених процесів, враховуючи енергетичні витрати та ефективність обладнання. Надано рекомендації щодо практичного використання охолоджувачів гранульованих добрив та зернистих сумішей у різних галузях промисловості, які допоможуть оптимізувати процеси охолодження, зменшити енергетичні витрати та підвищити ефективність виробництва в окремих секторах промисловості.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Arthur T. B., Chauhan J., Rahmanian N. Process Simulation of Fluidized Bed Granulation: Effect of Process Parameters on Granule Size Distribution. *Chemical Engineering Transactions*. 2022. Vol. 95. P. 241–246. doi: <https://doi.org/10.3303/CET2295041>
2. Artyukhov A. E., Vakal S. V., Yanovska A. O., Shkola V. Y., Vakal V. S., Yarova T. Y. The Investigation of Nanoporous Structure Morphology and Elemental Composition of Organo-mineral Fertilizer Granules. *Journal of Nano- and Electronic Physics*. 2020. Vol. 12, № 6. 06039. doi: [https://doi.org/10.21272/jnep.12\(6\).06039](https://doi.org/10.21272/jnep.12(6).06039)
3. Askarishahi M., Salehi M.-S., Radl S. Challenges in the Simulation of Drying in Fluid Bed Granulation. *Processes*. 2023. Vol. 11, Issue 2. 569. doi: <https://doi.org/10.3390/pr11020569>
4. Azadi M. D., Hormozi F., Sanaei-Moghadam M., Sarkandy S. Y. The role of adding nanoparticles and surfactant to the enzyme liquid binder in fluidized bed granulation process. *Powder Technology*. 2024. Vol. 435. 119436. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2024.119436>
5. Капсулювання гранул мінеральних добрив органічною речовиною / Є. М. Олександрович, Р. О. Острога. *Освіта, наука та виробництво: розвиток та перспективи : матеріали I науково-методичної конференції*, м. Шостка, 28 квітня 2015 р. Суми : СумДУ, 2015. С. 54.
6. Barrasso D., Eppinger T., Pereira F., Aglave R., Debus K., Bermingham S., Ramachandran R. A multi-scale, mechanistic model of a wet granulation process using a novel bi-directional PBM–DEM coupling algorithm. *Chemical Engineering Science*. 2015. Vol. 123. P. 500–513. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2014.11.011>
7. Bellinghausen S., Gavi E., Jerke L., Barrasso D., Salman A. D., Litster J. D. Model-driven design using population balance modelling for high-shear wet

- granulation. *Powder Technology*. 2022. Vol. 396. P. 578–595. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2021.10.028>
8. Cotabarren I. M., Moreno J., Martínez A. L., Cabrera F. A., Piña J. Valorization of anaerobic digestion liquid residue through the production of organic fertilizer by fluidized bed granulation. *Chemical Engineering Research and Design*. 2019. Vol. 147. P. 113–121. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2019.04.043>
 9. Diez E., Meyer K., Bück A., Tsotsas E., Heinrich S. Influence of process conditions on the product properties in a continuous fluidized bed spray granulation process. *Chemical Engineering Research & Design*. 2018. Vol. 139. P. 104–115. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.09.032>
 10. Erro J., Urrutia O., Baigorri R., Fuentes M., Zamarreño A. M., Garcia-Mina J. M. Incorporation of humic-derived active molecules into compound NPK granulated fertilizers: main technical difficulties and potential solutions. *Chemical and Biological Technologies in Agriculture*. 2016. Vol. 3. 18. doi: <https://doi.org/10.1186/s40538-016-0071-7>
 11. Fazullin R. K., Khalitov R. A., Khuziahmetov R. K., Matuhin E. L., Fazullina A. A. Granular nitrogen and nitrogen-potassium fertilizers containing sulfur from the spent acid mixture of nitrocellulose production. *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering*. 2020. Vol. 862. 062034. doi: <https://doi.org/10.1088/1757-899x/862/6/062034>
 12. Giroto A. S., do Valle S. F., Guimarães G. G. F., Molina A., Reis H. P. G., Fernandes D. M., Bernardi A. C. C., Mattoso L. H. C., Ribeiro C. Tailoring Efficient Materials for NPK All-in-One Granular Fertilization. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2020. Vol. 59, Issue 41. P. 18387–18395. doi: <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.0c02985>
 13. Islam M. T., Nguyen A. V. Effect of particle size and shape on liquid-solid fluidization in a hydrofloat cell. *Powder Technology*. 2021. Vol. 379. P. 560–575. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2020.10.080>

14. Jarchow M. E., Liebman M. Nitrogen fertilization increases diversity and productivity of prairie communities used for bioenergy. *GCB Bioenergy*. 2013. Vol. 5, Issue 3. P. 281–289. doi: <https://doi.org/10.1111/j.1757-1707.2012.01186.x>
15. Kabiri S., Tran D. N. H., Baird R., McLaughlin M. J., Losic D. Revealing the dependence of graphene concentration and physicochemical properties on the crushing strength of co-granulated fertilizers by wet granulation process. *Powder Technology*. 2020. Vol. 360. P. 588–597. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2019.10.047>
16. Kieckhefen P., Pietsch-Braune S., Heinrich S. Product-Property Guided Scale-Up of a Fluidized Bed Spray Granulation Process Using the CFD-DEM Method. *Processes*. 2022. Vol. 10, Issue 7. 1291. doi: <https://doi.org/10.3390/pr10071291>
17. Kiiski H., Dittmar H. Fertilizers, 4. Granulation. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. 2016. P. 1–32. doi: https://doi.org/10.1002/14356007.n10_n03.pub2
18. Korniyenko B., Kornienko Y., Haidai S., Liubeka A. The Heat Exchange in the Process of Granulation with Non-uniform Fluidization. *Advances in Computer Science for Engineering and Manufacturing. ISEM 2021: Conference proceedings / eds.: Z. Hu, S. Petoukhov, F. Yanovsky, M. He. Springer, Cham, 2022*. doi: https://doi.org/10.1007/978-3-031-03877-8_3
19. Korniyenko B., Ladieva L. Mathematical modeling dynamics of the process dehydration and granulation in the fluidized bed. *Advances in Computer Science for Engineering and Education III. ICCSEEA 2020: Conference proceedings / eds.: Z. Hu, S. Petoukhov, I. Dychka, M. He. Springer, Cham, 2021*. P. 18–30. doi: https://doi.org/10.1007/978-3-030-55506-1_2
20. Korniyenko B. Y. The two-phase mathematical model of dehydration and granulation in a fluidized bed. *Contemporary Engineering Sciences*. 2017. Vol. 10, no. 11. P. 535–544. URL: <https://www.m-hikari.com/ces/ces2017/ces9-12-2017/p/korniyenkoCES9-12-2017.pdf>

21. Korniyenko B. Y., Borzenkova S. V., Ladieva L. R. Research of three-phase mathematical model of dehydration and granulation process in the fluidized bed. *ARNP Journal of Engineering and Applied Sciences*. 2019. Vol. 14, No. 12. P. 2329–2332. URL: https://www.arnpjournals.org/jeas/research_papers/rp_2019/jeas_0619_7811.pdf
22. Korniyenko B. Y., Osipa L. V. Identification of the granulation process in the fluidized bed. *ARNP Journal of Engineering and Applied Sciences*. 2018. Vol. 13, No. 14. P. 4365–4370. URL: https://www.arnpjournals.org/jeas/research_papers/rp_2018/jeas_0718_7211.pdf
23. Kornienko Y., Haidai S., Liubeka A., Martynyuk O. Kinetic laws of the process of obtaining complex humic-organic-mineral fertilizers in the fluidized bed granulator. *Ukrainian Food Journal*. 2016. Vol. 5, Issue 1. P. 144–154. URL: <https://www.cabidigitallibrary.org/doi/pdf/10.5555/20173004827>
24. Maharjan R., Jeong H. S. Application of different models to evaluate the key factors of fluidized bed layering granulation and their influence on granule characteristics. *Powder Technology*. 2022. Vol. 408. 117737. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2022.117737>
25. Moure Abelenda A., Amaechi C. V. Manufacturing of a granular fertilizer based on organic slurry and hardening agent. *Inventions*. 2022. Vol. 7, Issue 1. 26. doi: <https://doi.org/10.3390/inventions7010026>
26. Muddu S. V., Tamrakar A., Pandey P., Ramachandran R. Model Development and Validation of Fluid Bed Wet Granulation with Dry Binder Addition Using a Population Balance Model Methodology. *Processes*. 2018. Vol. 6, Issue 9. 154. doi: <https://doi.org/10.3390/pr6090154>
27. Neugebauer C., Bück A., Kienle A. Control of particle size and porosity in continuous fluidized-bed layering granulation processes. *Chemical Engineering Technology*. 2020. Vol. 43, No. 5, P. 813–818. doi: <https://doi.org/10.1002/ceat.201900435>

28. Ostroha R., Yukhymenko M., Mikhajlovskiy Ya., Litvinenko A. Technology of producing granular fertilizers on the organic basis. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2016. Vol. 1, Issue 6 (79). P. 19–26. doi: <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2016.60314>
29. Saeid A., Chojnacka K. Fertilizers: Need for New Strategies. *Organic Farming. Global Perspectives and Methods*. Woodhead Publishing, 2019. P. 91–116. doi: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-813272-2.00004-5>
30. Sherkuziev D. Simple superphosphate by two-stage acid treatment of phosphate raw materials. *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*. 2021. Vol. 939. 012057. doi: <https://doi.org/10.1088/1755-1315/939/1/012057>
31. Silvestrov A. M., Ostroverkhov M. Ya., Spinul L. Yu. Detection of a hidden regularity between vibration noise and the distribution of granule masses by diameter in at fertilizer granulation plant. *Electronics and Control Systems*. 2022. № 4. C. 39–43. doi: <https://doi.org/10.18372/1990-5548.74.17294>
32. Tripathy A., Bagchi S., Biswal S. K., Meikap B. C. Study of particle hydrodynamics and misplacement in liquid–solid fluidized bed separator. *Chemical Engineering Research and Design*. 2017. Vol. 117. P. 520–532. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2016.11.009>
33. Tu Q., Ma Z., Wang H. Investigation of wet particle drying process in a fluidized bed dryer by CFD simulation and experimental measurement. *Chemical Engineering Journal*. Vol. 452, Part 2. 139200. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cej.2022.139200>
34. Vovk V. Economic efficiency of use of waste-free technologies in the agro-industrial complex. *Economy. Finances. Management: Topical issues of science and practical activity*. 2020. № 4 (54). P. 186–206. doi: [10.37128/2411-4413-2020-4-13](https://doi.org/10.37128/2411-4413-2020-4-13)
35. Wang Z., Lei G. Study on penetration effect of heavy metal migration in different soil types. *IOP Conference Series: Materials Science and*

Engineering. 2018. Vol. 394, Issue 5. 052033. doi: [10.1088/1757-899X/394/5/052033](https://doi.org/10.1088/1757-899X/394/5/052033)

36. Wróbel M., Jewiarz M., Mudryk K., Fraczek J., Dziedzic K. Conceptual design of the mobile granulation line for production fertilizers from digestates and ash mixtures. *MATEC Web of Conferences*. 2018. Vol. 168. 04003. doi: <https://doi.org/10.1051/matecconf/201816804003>
37. Yukhymenko M., Ostroha R., Bocko J. Design of a shelf pneumatic classifier for separating a polydisperse mixture of granulated superphosphate. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2022. Vol. 6, № 1 (120). P. 33–42. doi: <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2022.267037>
38. Городній М. М., Грищенко О. В., Генгало О. М. Отримання органо-мінерального добрива пролонгованої дії. Наукові доповіді Національного університету біоресурсів і природокористування України. 2013. № 2. URL: https://nd.nubip.edu.ua/2013_2/13gmm.pdf
39. Дудка С. В., Подустов М. О., Дзевочко О. М., Рищенко І. М., Кушинський С. І. Розробка математичної моделі і програмного забезпечення процесу гранулоутворення мінеральних добрив. *Інтегровані технології та енергозбереження*. 2015. № 1. С. 37–41.
40. Корнієнко Б. Я. Двофазна модель процесу зневоднення та гранулювання у псевдозрідженому шарі. *Вісник Національного технічного університету України "Київський політехнічний інститут". Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження*. 2012. № 2. С. 31–35. URL: http://nbuv.gov.ua/UJRN/VKPI_hier_2012_2_9
41. Корнієнко Б. Я. Ідентифікація процесу гранулювання мінеральних добрив у апараті з псевдозрідженим шаром. *Наукоємні технології*. 2013. Т. 19, № 3. С. 280–284. doi: <https://doi.org/10.18372/2310-5461.19.5562>
42. Корнієнко Б. Я. Інформаційні технології оптимального управління виробництвом мінеральних добрив. Київ : Вид-во Аграр Медіа Груп, 2014. 288 с. URL: <https://ela.kpi.ua/server/api/core/bitstreams/663e38a5-595f-4399-b615-56d3c0f01794/content>

43. Корнієнко Б. Я., Ладієва Л. Р., Осипа Р. А., Семенцов В. К. Оптимальне керування процесом гранулювання в псевдозрідженому шарі. *Наука і техніка сьогодні. Серія "Техніка"*. 2022. № 8 (8). С. 100–115. doi: [https://doi.org/10.52058/2786-6025-2022-8\(8\)-100-115](https://doi.org/10.52058/2786-6025-2022-8(8)-100-115)
44. Корнієнко Б. Я., Нестерук А. О. Система управління виробництвом гранульованих мінеральних добрив у псевдозрідженому шарі. *Вчені записки ТНУ імені В.І. Вернадського. Серія: Технічні науки*. 2023. Т. 34, № 5. С. 133–139. doi: <https://doi.org/10.32782/2663-5941/2023.5/22>
45. Корнієнко Я. М., Любека А. М., Гайдай С. С. Процес одержання модифікованих гранульованих гуміново-мінеральних добрив : монографія. Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2017. 206 с.
46. Корнієнко Я. М., Гайдай С. С. Підвищення ефективності процесу грануляції органо-мінеральних добрив у апаратах із псевдозрідженим шаром : монографія. Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2021. 194 с. URL: <https://ela.kpi.ua/items/fda749d6-7922-4970-8b4c-7cd493ee8920>
47. Корнієнко Я. М., Гайдай С. С., Любека А. М., Мартинюк О. В. Гранульовані гуміново-органомінеральні добрива стимулюючої дії. Спосіб одержання. *Хімічна промисловість України*. 2015. № 1. С. 44–48.
48. Корнієнко Я. М., Гатілов К. О., Науменко Д. О., Магазій П. М. Процес гранулоутворення азотно-кальцієво-гуміново-сірковмісних добрив. *Наукові праці [Одеської національної академії харчових технологій]*. 2011. Вип. 39(2). С. 98–101. URL: [http://nbuv.gov.ua/UJRN/Np_2011_39\(2\)__23](http://nbuv.gov.ua/UJRN/Np_2011_39(2)__23).
49. Корнієнко Я. М., Мартинюк О. В., Гайдай С. С., Семененко Д. С., Любека А. М. Гранульовані азотно-кальцієво-гумінові тверді композити, модифіковані бентонітом. Процес одержання. *Хімічна промисловість України*. 2013. № 5. С. 46–51.
50. Корнієнко Я. М., Сачок Р. В. Процес гранулоутворення мінерально-гумінових добрив : монографія. Київ : НТУУ «КПІ», 2014. 158 с. URL: https://ci.kpi.ua/METODA/Monografia_Sachok_Kornienko.pdf

51. Корнієнко Я. М., Степанюк А. Р., Магазій П. М., Корнієнко Б. Я. Кінетика процесу гранулоутворення органо-мінеральних добрив у псевдозрідженому шарі при збільшенні об'єму зони диспергування. *Екологія довкілля та безпека життєдіяльності*. 2007. № 2. С. 60–65.
52. Краєвський О. О., Осіпов В. А., Краєвський О. І. Еколого-економічна ефективність використання гранульованих азотних добрив з органічними домішками. *Вісник Сумського державного університету. Серія Економіка*. 2013. № 2. С. 20–23. URL: <https://essuir.sumdu.edu.ua/handle/123456789/33708>
53. Ладієва Л. Р., Борзенкова С. В. Трьохфазна математична модель процесу зневоднення та гранулювання у псевдозрідженому шарі. *Наукоємні технології*. 2019. № 2 (42). С. 239–245. doi: <https://doi.org/10.18372/2310-5461.42.13757>
54. Мулярчук І. Ф., Вовкотруб М. П., Городній М. М., Цапко Т. Г. Твердофазний процес виробництва органо-мінеральних добрив на основі бурого вугілля. *Хімічна промисловість України*. 2001. № 5. С. 22–23.
55. Нагурський О. А. Закономірності капсулювання речовин у стані псевдо зрідження та їх дифузійного вивільнення : монографія. Львів : Вид-во Львівської політехніки, 2012. 188 с.
56. Нагурський О. А., Мальований М. С., Бунько В. Я. Особливості капсулювання гранульованих мінеральних добрив в апаратах киплячого шару. *Хімічна промисловість України*. 2012. № 5. С. 55–58.
57. Острога Р. О., Юхименко М. П., Вакал В. С., Михайловський Я. Е. Капсульовані органо-мінеральні добрива пролонгованої дії. Процес одержання. *Хімічна промисловість України*. 2015. № 1 (126). С. 40–44.
58. Шевчук М. Й., Дідух В. Ф., Цизь І. Є. Виробництво і використання гранульованих органо-мінеральних добрив. *Вісник аграрної науки*. 2000. № 2. С. 9-12.

59. Якушко С. І., Іванов В. П. Органо-мінеральні добрива: переваги та способи виробництва. *Хімічна промисловість України*. 2008. № 3 (86). С. 38–43. URL: <https://essuir.sumdu.edu.ua/handle/123456789/24159>
60. Якушко С. І., Юхименко М. П. Енергозберігаючі технології виробництва гранульованих орґано-мінеральних добрив. *Вісник Сумського національного аграрного університету. Серія Механізація та автоматизація виробничих процесів*. 2008. № 3 (19). С. 142–144.
61. Михайловський Я. Е., Юхименко М. П., Острога Р. О. Охолоджувальна кристалізація персульфату амонію в кристалізаторі з псевдозрідженим шаром. *Вісник Черкаського державного технологічного університету*. Черкаси, 2023. № 2. С. 111–118. doi: <https://doi.org/10.24025/2306-4412.2.2023.274049>
62. Balezentiene L., Klimas E. Effect of organic and mineral fertilizers and land management on soil enzyme activities. *Agronomy Research*. 2009. Vol. 7, Issue 1. P. 191–197. URL: <https://agronomy.emu.ee/vol07Spec1/p7sI08.pdf>
63. Застосування добрив на органічній основі для вирощування екологічно чистих продуктів / А. О. Ільченко, Р. О. Острога. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій*, м. Суми, 14–17 квітня 2015 р. Суми : СумДУ, 2015. Ч. 2. С. 125.
64. Drying and Granulation of Organic Substances in the Apparatus with Active Flow Hydrodynamics / С. П. Шевець, Р. О. Острога. *Chemistry and Chemical Technology : VI International Youth Science Forum “Litteris et Artibus”*, Lviv, November 24–26, 2016. Lviv : Lviv Polytechnic Publishing House, 2016. P. 414–415.
65. Development and Engineering Foundation of the Encapsulated Organic-Mineral Fertilizers / Н. Р. Артюхова, Р. О. Острога. *Praktyczne Aspekty Inzynierii Chemicznej : Seminarium*, Poznan, June 23, 2017. Poznan : Politechnika Poznanska, 2017. P. 121–123.

66. Кінетика гранулювання органічних суспензій в апаратах з активною гідродинамікою потоків / С. П. Шевець, Р. О. Острога. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій*, м. Суми, 18–21 квітня 2017 р. Суми : СумДУ, 2017. Ч. 2. С. 103.
67. Кінетика гранулювання органічних суспензій / С. П. Шевець, Р. О. Острога. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали та програма IV Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції*, м. Суми, 19–22 квітня 2016 р. Суми : СумДУ, 2016. Ч. 2. С. 88.
68. Енергозберігаючі та екологічно безпечні технології виробництва гранульованих мінеральних добрив пролонгованої дії / О. А. Темідайю, Р. О. Острога. *Освіта, наука та виробництво: розвиток і перспективи : I Всеукраїнська науково-методична конференція*, м. Шостка, 21 квітня 2016 р. Суми : СумДУ, 2016. С. 128.
69. Тимчук І. С., Мальований М. С., Яцух К. І. Використання мінеральних капсульованих добрив для оптимізації живлення картоплі та збереження природних ресурсів. *Передгірне та гірське землеробство і тваринництво*. 2018. Вип. 64. С. 132–144. doi: [https://www.doi.org/10.32636/01308521.2018-\(64\)-11](https://www.doi.org/10.32636/01308521.2018-(64)-11)
70. Yukhymenko M., Ostroha R., Artyukhov A. Hydrodynamic and Kinetic Processes of the Mineral Fertilizer Granules Encapsulating in the Multistage Device With Suspended Layer. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2016. № 6/6 (84). P. 22–28. doi: <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2016.84179>
71. Gibczyńska M., Stankowski S., Hury G., Sobolewska M. Analysis of the Content of Macroelements in Soil and Seeds of Winter Rape (*Brassica Napus* Var. *Napus*) as a Result of Fertilization using Two-Component Mineral Fertilizers. *Journal of Ecological Engineering*. 2019. Vol. 20, Issue 4. P. 61–68. doi: <https://doi.org/10.12911/22998993/102703>

72. Neugebauer C., Diez E., Mielke L., Palis S., Bück A., Tsotsas E., Kienle A., Heinrich S. Dynamics of Spray Granulation in Continuously Operated Horizontal Fluidized Beds. *Dynamic Flowsheet Simulation of Solids Processes* / ed. S. Heinrich. Springer, Cham, 2020. P. 67–107. doi: https://doi.org/10.1007/978-3-030-45168-4_3
73. Kaur G., Singh M., Kumar J., De Beer T., Nopens I. Mathematical Modelling and Simulation of a Spray Fluidized Bed Granulator. *Processes*. 2018. Vol. 6, Issue 10. 195. doi: <https://doi.org/10.3390/pr6100195>
74. Технологія фосфоровмісних добрив, кислот і солей : підручник / І. М. Астрелін та ін.; за ред. Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. Харків : НТУ «ХПІ», 2011. 288 с.
75. Wang H., Liu S., Zhai L., Zhang J., Ren T., Fan B., Liu H. Preparation and utilization of phosphate biofertilizers using agricultural waste. *Journal of Integrative Agriculture*. 2015. Vol. 14, Issue 1. P. 158–167. doi: [https://doi.org/10.1016/S2095-3119\(14\)60760-7](https://doi.org/10.1016/S2095-3119(14)60760-7)
76. Baboo P. Energy Saving and Pollution Control in Urea Plant Through Prilling Tower and Other Equipments. *International Journal of Engineering Trends and Technology*. 2016. Vol. 36, № 7. P. 352–366. URL: https://www.researchgate.net/publication/304706538_Energy_Saving_and_Pollution_Control_in_Urea_Plant_Through_Prilling_Tower_and_Other_Equipments
77. Nichvolodin K., Sklabynskyi V. Determination of the heat transfer coefficient between pellets and air during the modernization of a pelletizing tower based on industrial research. *Technology Audit and Production Reserves*. 2023. Vol. 6, No. 3 (74). P. 18–21. doi: <https://doi.org/10.15587/2706-5448.2023.293264>
78. Skydanenko M. S., Sklabynskyi V. Y., Kononenko N. P. Investigation of the Process of Liquid Jet Outflow from the Hole of a Perforated Priller Shell. *Visnyk Natsionalnoho Tekhnichnoho Universytetu «Kharkivskiy politekhnichnyi instytut»*. Seriya: Novi rishennia suchasnykh tekhnolohiiakh.

2014. № 26 (1069). P. 186–192. URL: <http://vestnik2079-5459.khpi.edu.ua/article/view/46421>
79. Skydanenko M., Sklabinskyi V., Nadhem A.-K. M., Nichvolodin K. Determination of granule (prill) movement modes in the prilling tower for mineral fertilizer production. *Technology Audit and Production Reserves*. 2021. Vol. 5, No. 3 (61). P. 6–9. doi: <https://doi.org/10.15587/2706-5448.2021.241142>
80. Method for transforming a prilling section including a prilling tower, in particular in a plant for the synthesis of urea. European patent specification EP2934711B1. № 13789524.9; Date of publication and mention of the grant of the patent 28.09.2016, Bulletin 2016/39.
81. Gezerman A. O. Mathematical modeling for prilling processes in ammonium nitrate production. *Engineering Reports*. 2020. Vol. 2, Issue 6. e12173. doi: <https://doi.org/10.1002/eng2.12173>
82. Скиданенко М. С. Гідромеханічні показники пристроїв для отримання монодисперсних крапель та гранул : дисертація на здобуття наукового ступеня канд. техн. наук / М. С. Скиданенко; наук. кер. В. І. Склабінський. Суми : СумДУ, 2014. 142 с.
83. Sklabinskyi V. I., Skidanenko M. S., Demchenko A. N. Vibration influence research on melt jet hydrodynamics of nitrogen fertilizer production vibrogranulators. *Technology audit and production reserves*. 2015. No. 5/7 (25). P. 12–15. doi: <https://doi.org/10.15587/2312-8372.2015.50940>
84. Sklabinskyi V. I., Artyukhov A. E., Kononenko M. P., Rossi P. C. Quality improvement of granular nitrogen fertilizer in the prilling plants. *CLICAP 2015: Congreso Latinoamericano de Ingeniería y Ciencias Aplicadas*. San Rafael, Mendoza, Argentina : Universidad Nacional de Cuyo, Facultad de Ciencias Aplicadas a la Industria, 2015. P. 611–618.
85. Skydanenko M., Sklabinskyi V., Saleh S., Barghi S. Reduction of Dust Emission by Monodisperse System Technology for Ammonium Nitrate

- Manufacturing. *Processes*. 2017. Vol. 5, Issue 3. 37. doi: <https://doi.org/10.3390/pr5030037>
86. Skidanenko M. S. Analyzing hydrodynamics in hollow perforated shell of centrifugal oscillating granulator. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2014. Vol. 3, No. 7 (69). P. 30–35 doi: <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2014.25184>
87. Pavlenko I., Ivanov V., Gusak O., Liaposhchenko, O., Sklabinskyi V. Parameter identification of technological equipment for ensuring the reliability of the vibration separation process. *4th EAI International Conference on Management of Manufacturing Systems. EICC* / eds.: L. Knapcikova, M. Balog, D. Perakovic, M. Perisa. Springer, Cham, 2020. P. 261–272. doi: https://doi.org/10.1007/978-3-030-34272-2_24
88. Ochowiak M., Włodarczak S., Pavlenko I. V., Janecki D., Krupinrska A., Markowska M. Study on interfacial surface in modified spray tower. *Processes*. 2019. Vol. 7, Issue 8. 532. doi: <https://doi.org/10.3390/PR7080532>
89. Abdul Ghaffar Z., Kasolang S., Abdul Hamid A. H. Characteristics of spray angle and discharge coefficient of pressure-swirl atomizer. *Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences*. 2021. Vol. 85, Issue 2. P. 107–114. URL: https://semarakilmu.com.my/journals/index.php/fluid_mechanics_thermal_sciences/article/view/8079
90. Tyn M.-U., Debnath L. *Linear Partial Differential Equations for Scientists and Engineers*. Birkhäuser Boston, MA, 2007. 778 p. doi: <https://doi.org/10.1007/978-0-8176-4560-1>
91. Chattopadhyay P. K. *Fertilizers Manufacturing Handbook* (Ammonium Sulfate, Diammonium Phosphate (DAP), Urea – Ammonium Nitrate, Neem Coated Urea, N.P.K. Complex Fertilizers, Single Superphosphate (SSP), Triple Superphosphate, Zinc Sulfate Monohydrate, Magnesium Sulfate with Manufacturing Process, Machinery Equipment Details & Factory Layout). Niir Project Consultancy Services, 2022. 456 p.

92. Xu L., Xiong Y., Xi L., Gao J., Li Y., Zhao Z. Numerical simulation of swirling impinging jet issuing from a threaded hole under inclined condition. *Entropy*. 2020. Vol. 22, Issue 1. 15. doi: <https://doi.org/10.3390/e22010015>
93. Handbook of Industrial Crystallization / eds.: A. S. Myerson, D. Erdemir, A. Y. Lee. 3rd edition. Cambridge University Press, 2019. 538 p. doi: <https://doi.org/10.1017/9781139026949>
94. Misyura S. Y., Morozov V. S. Crystallization of Salt Solutions on Surface of Droplet and Layer. *Journal of Engineering Thermophysics*. 2019. Vol. 28, P. 381–391, 2019. doi: <https://doi.org/10.1134/S1810232819030081>
95. Temmel E., Gänsch J., Seidel-Morgenstern A., Lorenz H. Systematic Investigations on Continuous Fluidized Bed Crystallization for Chiral Separation. *Crystals*. 2020. Vol. 10, Issue 5. 394. doi: <https://doi.org/10.3390/cryst10050394>
96. Shimamura K., Tanaka T., Miura Y., Ishikawa H. Development of a high-efficiency phosphorus recovery method using a fluidized-bed crystallized phosphorus removal system. *Water Science and Technology*. 2003. Vol. 48, Issue 1. P. 163–170. doi: <https://doi.org/10.2166/wst.2003.0043>
97. Binev D., Seidel-Morgenstern A., Lorenz H. Continuous Separation of Isomers in Fluidized Bed Crystallizers. *Crystal Growth & Design*. 2016. Vol. 16, Issue 3. P. 1409–1419. doi: <https://doi.org/10.1021/acs.cgd.5b01513>
98. Zheng D., Zou W., Yan J., Peng C., Fu Y., Li B., Zeng L., Huang T., Zhang F. Coupling of Contact Nucleation Kinetics with Breakage Model for Crystallization of Sodium Chloride Crystal in Fluidized Bed Crystallizer. *Journal of Chemistry*. Vol. 2019. P. 1–11. doi: <https://doi.org/10.1155/2019/2150560>
99. Taia C. Y., Chenb P. C., Tsao T. M. Growth kinetics of CaF₂ in a pH-stat fluidized-bed crystallizer. *Journal of Crystal Growth*. 2006. Vol. 290, Issue 2. P. 576–584. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jcrysgro.2006.02.036>
100. Bartscha C., Wiedmeyer V., Lakdawala Z., Patterson R. I. A., Voigt A., Sundmacher K., John V. Stochastic-deterministic population balance modeling

- and simulation of a fluidized bed crystallizer experiment. *Chemical Engineering Science*. 2019. Vol. 208. 115102. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2019.07.020>
101. Saleh S. N., Ahmed S. M., Al-Mosuli D., Barghi S. Basic design methodology for a prilling tower. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*. 2015. Vol. 93, Issue 8. P. 1403–1409. doi: <https://doi.org/10.1002/cjce.22230>
102. Rahmanian N., Naderi S., Supuk E., Abbas R., Hassanpour A. Urea Finishing Process: Prilling Versus Granulation. *Procedia Engineering*. 2015. Vol. 102. P. 174–181. doi: <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2015.01.122>
103. Saleh S. N., Barghi S. Reduction of fine particle emission from a prilling tower using CFD simulation. *Chemical Engineering Research and Design*. 2016. Vol. 109. P. 171–179. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2016.01.017>
104. Taran Y. A., Morozov R. V., Taran A. L. Calculation of Process of Finish-Granulation by Fattening Technology with Random Granule-Wise Distribution of Finish-Granulating Flow. *Chemical and Petroleum Engineering*. 2017. Vol. 53, P. 355–363. doi: <https://doi.org/10.1007/s10556-017-0347-1>
105. Sklabinskyi V., Artyukhov A., Kononenko M. Environmental aspects implementation of high-granulation equipment for the production of nitrogen fertilizers. *International Journal «Sustainable Development»*. 2013. Vol. 13. P. 10–16.
106. Sklabinskyi V., Kononenko M., Skidanenko M. The effectiveness of the implementation of the modernized industrial rotating oscillating granulator in aggregates of ammonium nitrate production. *Chemical Industry of Ukraine*. 2013. № 5. C. 32–35.
107. Muhammad A., Pendyala R., Rahmanian N. CFD Simulation of Droplet Formation Under Various Parameters in Prilling Process. *Applied Mechanics and Materials*. 2014. Vol. 625. P. 394–397. doi: <https://doi.org/10.4028/www.scientific.net/AMM.625.394>

108. Скиданенко М. С., Склабінський В. І. Аналіз гідродинаміки стаціонарного витікання струменя. *Вісник Сумського державного університету.. Серія «Технічні науки»*. 2013. № 1. С. 79–85.
109. Склабинский В. И., Кононенко Н. П., Скиданенко М. С. Эффективность промышленного внедрения модернизированного вращающегося вибрационного гранулятора плава в агрегатах получения аммиачной селитры. *Хімічна промисловість України*. 2013. № 5. С. 32–35.
110. Painuly N., Singh N. P., Mukhopadhyay S. An Evaluation Process of Production and Feature Extraction from Carbonate-Ammonium Nitrate. *Mathematical Statistician and Engineering Applications*. 2022. Vol. 71, No. 4. P. 3924–3931. URL: <https://www.philstat.org/index.php/MSEA/article/view/959>
111. Pavlenko I. V., Sklabinskyi V., Doligalski M., Ochowiak M., Mrugalski M., Liaposhchenko O., Skydanenko M., Ivanov V., Włodarczak S., Woziwodzki S., Kruszelnicka I., Ginter-Kramarczyk D., Olszewski R., Michałek B. The Mathematical Model for the Secondary Breakup of Dropping Liquid. *Energies*. 2020. Vol. 13, Issue 22. 6078. doi: <https://doi.org/10.3390/en13226078>
112. Ochowiak M., Włodarczak S., Pavlenko I., Janecki D., Krupińska A., Markowska M. Study on Interfacial Surface in Modified Spray Tower. *Processes*. 2019. Vol. 7, Issue 8. 532. doi: <https://doi.org/10.3390/pr7080532>
113. Wu Y. X., Bao C., Zhou Y. An Innovated Tower-fluidized Bed Prilling Process. *Chinese Journal of Chemical Engineering*. 2007. Vol. 15. P. 424–428. DOI: [https://doi.org/10.1016/S1004-9541\(07\)60102-5](https://doi.org/10.1016/S1004-9541(07)60102-5)
114. Saito S., Abe Y., Kaneko A., Kanagawa T., Iwasawa Y., Matsuo E., Ebihara K., Sakaba H., Koyama K., Nariai H. Experimental study on jet instability and breakup behavior in liquid-liquid system. *Proceedings of the 23rd International Conference on Nuclear Engineering, ICONE23-1886*, May 17–21, 2015, Chiba, Japan.

115. Cheong B. S., Howes T. Capillary jet instability under the influence of gravity. *Chemical Engineering Science*. 2024. Vol. 59, Issue 11. P. 2145–2157. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2004.02.008>
116. Yang M., Yan L., Wang Y., Gong C., Lu J. Instability and interfacial coherent structure of free round turbulent jet. *Transactions of the Chinese Society of Agricultural Machinery*. 2016. Issue 2. P. 35–44. doi: [10.6041/j.issn.1000-1298.2016.02.005](https://doi.org/10.6041/j.issn.1000-1298.2016.02.005)
117. Yang L. Y., Zheng Q., Yu A. A Continuum Model for the Segregation of Bidisperse Particles in a Blade Mixer. *AIChE Journal*. 2022. Vol. 68, Issue 8. e17734. doi: <https://doi.org/10.1002/aic.17734>
118. Liu Z., Li Z., Liu J., Wu J., Yu Y., Ding J. Numerical Study on Primary Breakup of Disturbed Liquid Jet Sprays Using a VOF Model and LES Method. *Processes*. 2022. Vol. 10, Issue 6. 1148. doi: <https://doi.org/10.3390/pr10061148>
119. Kant K., Banerjee R. Effect of non-Newtonian Rheology on Bag Breakup at Different Liquid to Gas Density Ratios. *Proceeding of 7th Thermal and Fluids Engineering Conference (TFEC)*, May, 15–18, 2022, Las Vegas, NV, USA. 2022. doi: [10.1615/TFEC2022.nma.040888](https://doi.org/10.1615/TFEC2022.nma.040888)
120. Pavlenko I. V., Sklabinskyi V., Pitel' J., Židek K., Kuric I., Ivanov V., Skydanenko M., Liaposhchenko O. Effect of Superimposed Vibrations on Droplet Oscillation Modes in Prilling Process. *Processes*. 2020. Vol. 8, Issue 5. 566. doi: <https://doi.org/10.3390/pr8050566>
121. Skidanenko M. S., Sklabinskiy V. I. Hydrodynamic analysis of the steady stream efflux. *Bulletin of the Sumy State University. Series of technical sciences*. 2013. No. 1. P. 79–85. URL: <https://essuir.sumdu.edu.ua/handle/123456789/31935>
122. Hammad F. A., Sun K., Jedelsky J., Wang T. The Effect of Geometrical, Operational, Mixing Methods, and Rheological Parameters on Discharge Coefficients of Internal-Mixing Twin-Fluid Atomizers. *Processes*. 2020. Vol. 8, Issue 5. 563. doi: <https://doi.org/10.3390/pr8050563>

123. Handbook of Atomization and Sprays: Theory and Applications / ed. N. Ashgriz. Springer, 2011. 951 p.
124. Li S., Li W., Liu Y., Ji C., Zhang J. Experimental Investigation of the Performance and Spray Characteristics of a Supersonic Two-Phase Flow Ejector with Different Structures. *Energies*. 2020. Vol. 13, Issue 5. 1166. doi: <https://doi.org/10.3390/en13051166>
125. Misyura S. Y. Free Convection and Vapor Diffusion of Droplet Aqueous Solutions. *Chemical Engineering Research and Design*. 2017. Vol. 126. P. 153–160. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2017.08.015>
126. Misyura S. Y. Non-Isothermal Evaporation in a Sessile Droplet of Water-Salt Solution. *International Journal of Thermal Sciences*. 2018. Vol. 124. P. 76–84. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijthermalsci.2017.10.003>
127. Binev D., Seidel-Morgenstern A., Lorenz H. Study of crystal size distributions in a fluidized bed crystallizer. *Chemical Engineering Science*. 2015. Vol. 133. P. 116–124. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2014.12.041>
128. Hohmann L., Greinert T., Mierka O., Turek S., Schembecker G., Bayraktar E., Wohlgemuth K., Kockmann N. Analysis of Crystal Size Dispersion Effects in a Continuous Coiled Tubular Crystallizer: Experiments and Modeling. *Crystal Growth & Design*. 2018. Vol. 18, Issue 3. P. 1459–1473. doi: <https://doi.org/10.1021/acs.cgd.7b01383>
129. Onyemelukwe I., Benyahia B., Reis N. M., Nagy Z. K., Rielly C. The heat transfer characteristics of a mesoscale continuous oscillatory flow crystalliser with smooth periodic constrictions. *International Journal of Heat and Mass Transfer*. 2018. Vol. 123. P. 1109–1119. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2018.03.015>
130. Su M., Gao Y. Air–Liquid Segmented Continuous Crystallization Process Optimization of the Flow Field, Growth Rate, and Size Distribution of Crystals. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2018. Vol. 57, Issue 10. P. 3781–3791. doi: <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.7b05236>

131. Ostroha R., Yukhymenko M., Lytvynenko A., Bocko J., Pavlenko I. Granulation Process of the Organic Suspension: Fluidized Bed Temperature Influence on the Kinetics of the Granule Formation. *Advances in Design, Simulation and Manufacturing. DSMIE 2019* / eds. V. Ivanov et al. Springer, Cham, 2019. P. 463–471. doi: https://doi.org/10.1007/978-3-319-93587-4_48
132. Shimogouchi T., Naganawa H., Nagano T., Grambow B., Nagame Y. Size Distribution of Droplets in a Two Liquid-phase Mixture Compared between Liquid Spraying and Mechanical Stirring. *Analytical Sciences*. Vol. 35. P. 955–960. doi: <https://doi.org/10.2116/analsci.18P508>
133. Hendre N. V., Venkatasubramani V., Farakte R. A., Patwardhan A. W. Hydrodynamics and Mass Transfer Characteristics of Asymmetric Rotary Agitated Columns. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2018. Vol. 57, Issue 5. P. 1630–1644. doi: <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.7b04239>
134. Kim D., Moin P. Subgrid-scale Capillary Breakup Model for Liquid Jet Atomization. *Combustion Science and Technology*. 2020. Vol. 192, Issue 7. P. 1334–1357. doi: <https://doi.org/10.1080/00102202.2020.1732950>
135. Speirs N. B., Langley K. R., Taborek P., Thoroddsen S. T. Jet breakup in superfluid and normal liquid ^4He . *Physical review fluids*. 2020. Vol. 5, Issue 4. doi: <https://doi.org/10.1103/PhysRevFluids.5.044001>
136. Hoffmann T., Rieck C., Bück A., Peglow M., Tsotsas E. Influence of Granule Porosity during Fluidized Bed Spray Granulation. *Procedia Engineering*. 2015. Vol. 102. P. 458–467. doi: <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2015.01.189>
137. Skydanenko M., Sklabinskyi V., Saleh S. CFD Simulation of Ammonium Nitrate Melt in a Perforated Rotating Bucket. *Advances in Design, Simulation and Manufacturing. DSMIE 2019* / eds. V. Ivanov et al. Springer, Cham, 2019. P. 498–506. doi: https://doi.org/10.1007/978-3-319-93587-4_52
138. Hassanpour A., Pasha M., Susana L., Rahmanian N., Santomaso A. C., Ghadiri M. Analysis of seeded granulation in high shear granulators by discrete

- element method. *Powder Technology*. 2013. Vol. 238. P. 50–55. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2012.06.028>
139. Mu K., Si T., Li E., Xu R. X., Ding H. Numerical study on droplet generation in axisymmetric flow focusing upon actuation. *Physics of Fluids*. 2018. Vol. 30, Issue 1. 012111. doi: <https://doi.org/10.1063/1.5009601>
140. Sun G., Zhan Y., Okawa T., Aoyagi M., Uchibori A., Okano Y. Effects of nozzle orifice shape on jet breakup and splashing during liquid jet impact onto a horizontal plate. *Experimental Thermal and Fluid Science*. 2024. Vol. 151. 111095. doi: <https://doi.org/10.1016/j.expthermflusci.2023.111095>
141. Ding H., Song X., Li J., Wen C., Sun H., Bao Z., Liu X. Experimental investigation on droplet evolutions in co-flow around the bluff body. *Experimental Thermal and Fluid Science*. 2024. Vol. 151. 111106. doi: <https://doi.org/10.1016/j.expthermflusci.2023.111106>
142. Xiao H., Umbanhowar P. B., Ottino J. M., Lueptow R. M. Modelling density segregation in flowing bidisperse granular materials. *Proceedings of the Royal Society A*. Vol. 472, Issue 2191. doi: <https://doi.org/10.1098/rspa.2015.0856>
143. Fan Y., Schlick C. P., Umbanhowar P. B., Ottino J. M., Lueptow R. M. Modelling size segregation of granular materials: the roles of segregation, advection and diffusion. *Journal of Fluid Mechanics*. 2014. Vol. 741. P. 252–279. doi: <https://doi.org/10.1017/jfm.2013.680>
144. Chen Y., Chen S., Chen W., Hu J., Jiang J. An Atomization Model of Air Spraying Using the Volume-of-Fluid Method and Large Eddy Simulation. *Coatings*. 2021. Vol. 11, Issue 11. 1400. doi: <https://doi.org/10.3390/coatings11111400>
145. Hwang H., Kim D., Moin P. Atomization of the optimally disturbed liquid jets. *Physical review fluids*. 2022. Vol. 7, Issue 11. 110508. doi: <https://doi.org/10.1103/APS.DFD.2021.GFM.V0060>
146. Zhou C., Zou J., Zhang Y. Effect of Streamwise Perturbation Frequency on Formation Mechanism of Ligament and Droplet in Liquid Circular Jet.

- Aerospace*. 2022. Vol. 9, Issue 4. 191. doi: <https://doi.org/10.3390/aerospace9040191>
147. Dencs B., Gyenis János, Tardos I. G. Method for Particle Size Control During the Drying and Granulation in Fluidized Bed. *7th International Symposium on Agglomeration*, 2001.05.29-2001.05.31., Franciaország. 2021. URL: <https://real.mtak.hu/5923/>
148. Vengateson U., Ratan Mohan. Experimental and modeling study of fluidized bed granulation: Effect of binder flow rate and fluidizing air velocity. *Resource-Efficient Technologies*. 2016. Vol. 2, Suppl. 1. P. S124–S135. doi: <https://doi.org/10.1016/j.reffit.2016.10.003>
149. Tabeei A., Samimi A., Mohebbi-Kalhari D. CFD modeling of an industrial scale two-fluid nozzle fluidized bed granulator. *Chemical Engineering Research and Design*. 2020. Vol. 159. P. 605–614. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2020.05.020>
150. Atxutegi A., Atzori M., Bettien J., Lichtenegger T., Puttinger S., Pirker S., Heinrich S. Control of segregation by non-uniform aeration in a fluidized bed spray granulator. *Powder Technology*. 2024. Vol. 435. 119348. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2023.119348>
151. Razzak S. A. Characteristics and diverse applications of (gas)-liquid-solid circulating fluidized beds: A comprehensive review. *Powder Technology*. 2024. Vol. 435. 119359. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2024.119359>
152. Ebrahim M., Ortega A. An experimental technique for accelerating a single liquid droplet to high impact velocities against a solid target surface using a propellant gas. *Experimental Thermal and Fluid Science*. 2017. Vol. 81. P. 202–208. doi: <https://doi.org/10.1016/j.expthermflusci.2016.10.019>
153. Elmisaoui S., Khamar L., Benjelloun S., Khamar M., Ghidaglia J.-M. Numerical Study of fertilizer granules dynamics within rotary drum granulator. *Computer Aided Chemical Engineering*. 2021. Vol. 50. P. 327–332. doi: <https://doi.org/10.1016/B978-0-323-88506-5.50052-8>

154. Qi H., Xu J., Zhou G., Chen F., Ge W., Li J. Numerical investigation of granular flow similarity in rotating drums. *Particuology*. 2015. Vol. 22. P. 119–127. doi: <https://doi.org/10.1016/j.partic.2014.10.012>
155. Xue B., Huang H., Mao M., Liu E. An investigation of the effect of ammonium sulfate addition on compound fertilizer granulation. *Particuology*. 2017. Vol. 31. P. 54–58. doi: <https://doi.org/10.1016/j.partic.2016.04.004>
156. Zhang L., Liu W., Zhang Y. Calculation of teeter bed height of teetered bed separator based on jet theory. *Powder Technology*. 2016. Vol. 295. P. 225–233. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2016.03.046>
157. Gu Y., Ozel A., Sundaresan S. Rheology of granular materials with size distributions across dense-flow regimes. *Powder Technology*. 2016. Vol. 295. P. 322–329. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2016.03.035>
158. Nanev C. N. On some aspects of crystallization process energetics, logistic new phase nucleation kinetics, crystal size distribution and Ostwald ripening. *Journal of Applied Crystallography*. 2017. Vol. 50, Issue 4. P. 1021–1027. doi: <https://doi.org/10.1107/S1600576717007105>
159. Su C.-C., Dulfo L. D., Dalida M. L. P., Lu M.-C. Magnesium phosphate crystallization in a fluidized-bed reactor: Effects of pH, Mg:P molar ratio and seed. *Separation and Purification Technology*. 2014. Vol. 125. P. 90–96. doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2014.01.019>
160. Driessen T., Sleutel P., Dijksman F., Jeurissen R., Lohse D. Control of jet breakup by a superposition of two Rayleigh–Plateau-unstable modes. *Journal of Fluid Mechanics*. 2014. Vol. 749. P. 275–296. doi: <https://doi.org/10.1017/jfm.2014.178>
161. Kamis Y. E., Prakash S., Breugem W.-P., Eral H. B. Controlling the breakup of spiralling jets: results from experiments, nonlinear simulations and linear stability analysis. *Journal of Fluid Mechanics*. 2023. Vol. 956. P. A24. doi: <https://doi.org/10.1017/jfm.2023.31>
162. Kamis Y. E., Eral H. B., Breugem, W.-P. Active control of jet breakup and droplet formation using temperature modulation. *Physical review fluids*.

2021. Vol. 6, Issue 10. 103903. doi:
<https://doi.org/10.1103/PhysRevFluids.6.103903>
163. Keshavarz B., Houze E. C., Moore J. R., Koerner M. R., McKinley G. H. Rotary atomization of Newtonian and viscoelastic liquids. *Physical review fluids*. 2020. Vol. 5, Issue 3. 033601. doi:
<https://doi.org/10.1103/PhysRevFluids.5.033601>
164. Shikhmurzaev Y. D., Sisoiev G.M. Spiralling liquid jets: verifiable mathematical framework, trajectories and peristaltic waves. *Journal of Fluid Mechanics*. 2017. Vol. 819. P. 352–400. doi:
<https://doi.org/10.1017/jfm.2017.169>
165. Ade S. S., Kirar P. K., Chandrala L. D., Sahu K. C. Droplet size distribution in a swirl airstream using in-line holography technique. *Journal of Fluid Mechanics*. 2023. Vol. 954. A39. doi:
<https://doi.org/10.1017/jfm.2022.1028>
166. Chen X., Ren C. L. Experimental study on droplet generation in flow focusing devices considering a stratified flow with viscosity contrast. *Chemical Engineering Science*. 2017. Vol. 163. P. 1–10. doi:
<https://doi.org/10.1016/j.ces.2017.01.029>
167. Zeng W., Fu Y. Precise monodisperse droplet production in a flow-focusing microdroplet generator. *Chemical Engineering Research and Design*. 2020. Vol. 160. P. 321–325. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2020.06.002>
168. Wu L., Liu X., Zhao Y., Chen Y. Role of local geometry on droplet formation in axisymmetric microfluidics. *Chemical Engineering Science*. 2017. Vol. 163. P. 56–67. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2017.01.022>
169. Gao P., Wang J., Gao Y., Liu J., Hua D. Observation on the Droplet Ranging from 2 to 16 μm in Cloud Droplet Size Distribution Based on Digital Holography. *Remote Sensing*. 2022. Vol. 14, Issue 10. 2414. doi:
<https://doi.org/10.3390/rs14102414>
170. Jackiw I. M., Ashgriz N. On aerodynamic droplet breakup. *Journal of Fluid Mechanics*. 2021. Vol. 913. A 33. doi: <https://doi.org/10.1017/jfm.2021.7>

171. Jain M., R. Prakash S., Tomar G., Ravikrishna R. V. Secondary breakup of a drop at moderate Weber numbers. *Proceedings of the Royal Society A*. Vol. 471. 20140930. doi: <http://doi.org/10.1098/rspa.2014.0930>
172. Kumar S. S., Li C., Christen C. E., Hogan Jr. C. J. Automated droplet size distribution measurements using digital inline holography. *Journal of Aerosol Science*. 2019. Vol. 137. 105442. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jaerosci.2019.105442>
173. Ali K. M. Design of a Spray Tower for the Granulation of Melt. *Al-Nahrain Journal for Engineering Sciences*. 2015. Vol. 18, Issue 1. P. 111–117. URL: <https://www.iasj.net/iasj?aId=101064&func=fulltext>
174. Sklabinskyi V. I., Skidanenko M. S., Kononenko N. P. Technical audit of melt granulation knots in the production of mineral fertilizers using tower method. *Technology audit and production reserves*. 2014. Vol. 3, No. 2 (17). P. 16–23. doi: <https://doi.org/10.15587/2312-8372.2014.26209>
175. Sklabinskyi V., Liaposhchenko O., Pavlenko I., Lytvynenko O., Demianenko M. Modelling of liquid's distribution and migration in the fibrous filter layer in the process of inertial-filtering separation. *Advances in Design, Simulation and Manufacturing. DSMIE 2018* / eds.: V. Ivanov et al. Springer, Cham, 2019. P. 489–497. doi: https://doi.org/10.1007/978-3-319-93587-4_51
176. Saw E.-W., Bewley G. P., Bodenschatz E., Ray S. S., Bec J. Extreme fluctuations of the relative velocities between droplets in turbulent airflow. *Physics of Fluids*. 2014. Vol. 26, Issue 11. 111702. doi: <https://doi.org/10.1063/1.4900848>
177. Tian T. Granulation Process in Compound Fertilizer manufacturing. *Linkedin*. 2021. URL: <https://www.linkedin.com/pulse/granulation-process-compound-fertilizer-manufacturing-tina-tian>
178. Faraon V. A., Neamțu C., Capră L., Vasilievici G., Ghiurea M., Moldovan L., Taraș R., Constantinescu-Aruxandei D., Oancea F. NPK Fertilizer Formulation on a Custom-Made Rotating Pan Granulator for

- Agricultural Applications. *Chemistry Proceedings*. 2023. Vol. 13, Issue 1. 14. doi: <https://doi.org/10.3390/chemproc2023013014>
179. Bertín D., Cotabarren I. M., Moraga S. V., Piña J., Bucalá V. The effect of binder concentration in fluidized-bed granulation: Transition between wet and melt granulation. *Chemical Engineering Research and Design*. 2018. Vol. 132. P. 162–169. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2017.11.046>
180. Jackiw I. M., Ashgriz N. Prediction of the droplet size distribution in aerodynamic droplet breakup. *Journal of Fluid Mechanics*. 2021. Vol. 940. A 17. doi: <https://doi.org/10.1017/jfm.2022.249>
181. de Koster S. A. L., Liu L. X., Litster J. D., Smith R. M. High-shear granulation: An investigation into granule breakage rates. *Advanced Powder Technology*. 2021. Vol. 32, Issue 5. P. 1390–1398. doi: <https://doi.org/10.1016/j.appt.2021.03.006>
182. Mahdi F. M., Mehrabi M., Hassanpour A., Muller F. L. On the formation of core-shell granules in batch high shear granulators at two scales. *Powder Technology*. 2019. Vol. 356. P. 253–262. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2019.08.019>
183. Arthur T. B., Sekyi N. K. G., Rahmanian N. DEM simulation of a single screw granulator: The effect of liquid binder on granule properties. *Chemical Engineering Research and Design*. 2024. Vol. 203. P. 233–242. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2024.01.028>
184. Börner M., Bück A., Tsotsas E. DEM-CFD investigation of particle residence time distribution in top-spray fluidised bed granulation. *Chemical Engineering Science*. 2017. Vol. 161. P. 187–197. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2016.12.020>
185. Benali M., Gerbaud V., Hemati M. Effect of operating conditions and physico-chemical properties on the wet granulation kinetics in high shear mixer. *Powder Technology*. 2009. Vol. 190, Issue 1–2. P. 160–169. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2008.04.082>

186. Seem T. C., Rowson N. A., Ingram A., Huang Z., Yu S., de Matas M., Gabbott I., Reynolds G. K. Twin screw granulation — A literature review. *Powder Technology*. 2015. Vol. 276. P. 89–102. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2015.01.075>
187. Kotamarthy L. Understanding the effect of granulation and mill process parameters on granule critical quality attributes : Master's Thesis. Rutgers, 2018. 72 p. doi: <https://doi.org/doi:10.7282/T33B63CX>
188. Lute S. V., Dhenge R. M., Hounslow M. J., Salman A. D. Twin screw granulation: Understanding the mechanism of granule formation along the barrel length. *Chemical Engineering Research and Design*. 2016. Vol. 110. P. 43–53. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2016.03.008>
189. Kotamarthy L., Metta N., Ramachandran R. Understanding the Effect of Granulation and Milling Process Parameters on the Quality Attributes of Milled Granules. *Processes*. 2020. Vol. 8, Issue 6. 683. doi: <https://doi.org/10.3390/pr8060683>
190. El Hagrasy A. S., Litster J. D. Granulation rate processes in the kneading elements of a twin screw granulator. *AIChE Journal*. 2013. Vol. 59, Issue 11. P. 4100–4115. doi: <https://doi.org/10.1002/aic.14180>
191. Arthur T. B., Sekyi N. K. G., Rahmanian N., Pu J. Process Simulation of Twin-Screw Granulator: Effect of Screw Configuration on Size Distribution. *Chemical Engineering & Technology*. 2023. Vol. 46, Issue 6. P. 1251–1259. doi: <https://doi.org/10.1002/ceat.202200539>
192. Li J., Pradhan S. U., Carl R. Wassgren C. R. Granule transformation in a twin screw granulator: Effects of conveying, kneading, and distributive mixing elements. *Powder Technology*. 2019. Vol. 346. P. 363–372. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2018.11.099>
193. Suryawanshi A. P., Shinkar D. M., Saudagar R. B. Granulation Techniques. *Asian Journal of Research in Pharmaceutical Sciences*. 2015. Vol. 5, Issue 4. P. 203–2015. doi: [10.5958/0975-4377.2015.00013.0](https://doi.org/10.5958/0975-4377.2015.00013.0)

194. Kitching V. R., Rahmanian N., Jamaluddin N. H., Kelly A. Influence of type of granulators on formation of seeded granules. *Chemical Engineering Research and Design*. 2020. Vol. 160. P. 154–161. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2020.05.017>
195. Rahmanian N., Ghadiri M. Strength and structure of granules produced in continuous granulators. *Powder Technology*. 2013. Vol. 233. P. 227–233. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2012.09.008>
196. Hassanpour A., Pasha M., Susana L., Rahmanian N., Santomaso A. C., Ghadiri M. Analysis of seeded granulation in high shear granulators by discrete element method. *Powder Technology*. 2013. Vol. 238. P. 50–55. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2012.06.028>
197. Sekyi N. K. G., Kelly A., Nejat Rahmanian N. Comparative analysis of granule properties in continuous granulators. *Powder Technology*. 2023. Vol. 425. 118557. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2023.118557>
198. Lee K. F., Dosta M., McGuire A. D., Mosbach S., Wagner W., Heinrich S., Kraft M. Development of a multi-compartment population balance model for high-shear wet granulation with discrete element method. *Computers-Chemical Engineering*. 2017. Vol. 99. P. 171–184. doi: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2017.01.022>
199. Koyanagi K., Ueno A., Hattori Y., Sasaki T., Sakamoto T., Otsuka M. Analysis of granulation mechanism in a high-shear wet granulation method using near-infrared spectroscopy and stirring power consumption. *Colloid and Polymer Science*. 2020. Vol. 298, Issue 8. P. 977–987. URL: <https://www.springerprofessional.de/en/analysis-of-granulation-mechanism-in-a-high-shear-wet-granulatio/17948918>
200. Maharjan R., Jeong H. S. High shear seeded granulation: its preparation mechanism, formulation, process, evaluation, and mathematical simulation. *Powder Technology*. 2020. Vol. 366. P. 667–688. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2020.03.020>

201. Chaturbedi A., Bandi C. K., Reddy D., Pandey P., Narang A., Bindra D., Tao L., Zhao J., Li J., Hussain M., Ramachandran R. Compartment based population balance model development of a high shear wet granulation process via dry and wet binder addition. *Chemical Engineering Research and Design*. 2017. Vol. 123. P. 187–200. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2017.04.017>
202. Muthancheri I., Chaturbedi A., Bétard A., Ramachandran R. A compartment based population balance model for the prediction of steady and induction granule growth behavior in high shear wet granulation. *Advanced Powder Technology*. 2021. Vol. 32, Issue 6. P. 2085–2096. doi: <https://doi.org/10.1016/j.appt.2021.04.021>
203. Ricardo G. A. N., Noriler D., Martignoni W. P., Meier H. F. Application of Euler–Lagrange Approach to Predict the Droplet Solidification in a Prilling Tower. *Industrial-Engineering Chemistry Research*. 2015. Vol. 54, Issue 39. P. 9615–9626. doi: <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.5b01430>
204. Mehrez A., Ookawara S., Ali A. H. H., Suzuki M. A numerical study on cooling-solidification of urea particles in prilling tower. *Journal of Chemical Engineering of Japan*. 2014. Vol. 47, No. 8. P. 628–634. doi: <https://doi.org/10.1252/jcej.13we019>
205. Mehrez A., Al A. H. H., Zahra W. K., Ookawara S., Suzuki M. Study on heat and mass transfer during urea prilling Process. *International Journal of Chemical Engineering and Applications*. 2012. Vol. 3, No. 5. P. 347–353. doi: [10.7763/IJCEA.2012.V3.216](https://doi.org/10.7763/IJCEA.2012.V3.216)
206. Niedziela D., Schmidt S., Steiner K., Zausch J., Zemerli C. Continuum numerical simulation of multiphase granular suspension flow in the context of applications for the mechanical processing industry. *International Journal of Mineral Processing*. 2015. Vol. 136. P. 50–55. doi: <https://doi.org/10.1016/j.minpro.2015.01.001>
207. Корнієнко Я. М., Мартинюк О. В., Мельник М. П., Гайдай С. С., Семененко Д. С. Підвищення ефективності процесу утворення гуміново-

- мінеральних твердих композитів. *Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій*. 2013. Вип. 43, Т. 1. С. 32–35.
208. Червоткіна О. О., Фучаджи Н. О., Ковальов О. О., Паляничка Н. О., Матвійшин П. В. Аналіз методів отримання гранул і засобів для їх реалізації. *Науковий вісник Таврійського державного агротехнологічного університету*. 2023. Вип. 13, Т. 2. С. 143–150. URL: http://elar.tsatu.edu.ua/bitstream/123456789/16811/1/Nk_v.13_2_143-150.pdf
209. Pawar D. S., Surwase R. K., Bhamare S. B., Pagar S. P. Fluidized Bed Granulation: A Promising Technique. *International Journal of Pharmaceutical Sciences Review and Research*. 2020. Vol. 64, Issue 2. P. 133–140. doi: <http://dx.doi.org/10.47583/ijpsrr.2020.v64i02.022>
210. Yurchenko O., Ostroha R., Sklabinskyi V., Gusak O., Bocko J. (2023). Formation of Liquid Droplets at the Prilling Bucket Outlet Under Free Oscillations of the Liquid Jet. *Advances in Design, Simulation and Manufacturing VI. DSMIE 2023* / eds.: V. Ivanov, I. Pavlenko, O. Liaposhchenko, J. Machado, M. Edl. Springer, Cham, 2023. doi: https://doi.org/10.1007/978-3-031-32774-2_18
211. Юрченко О., Склабінський В., Гусак О. Вплив гідродинамічних та механічних чинників на формування гранул у грануляційній башті з використанням обертового вібраційного гранулятора. *Праці Таврійського державного агротехнологічного університету імені Дмитра Моторного*. 2023. Т. 23, № 1. С. 96-103. URL: <https://oj.tsatu.edu.ua/index.php/pratsi/article/view/623>
212. Юрченко О. Ю., Склабінський В. І., Гусак О. Г. Методика проведення експериментального дослідження факелу розпилу на виході з корзини обертового вібраційного гранулятора. *Вісник Херсонського національного технічного університету*. 2024. № 1 (88). С. 150-155. URL: [https://kntu.net.ua/index.php/ukr/content/download/115825/650417/file/%D0%92%D1%96%D1%81%D0%BD%D0%B8%D0%BA%201%20\(88\).pdf#page=150](https://kntu.net.ua/index.php/ukr/content/download/115825/650417/file/%D0%92%D1%96%D1%81%D0%BD%D0%B8%D0%BA%201%20(88).pdf#page=150)

213. Юрченко О. Ю., Склабінський В. І., Гусак О. Г. Основні принципи корегування процесів у обертовому вібраційному грануляторі мінеральних добрив. *Modern Movement of Science : Proceedings of the 15th International Scientific and Practical Internet Conference, October 19–20, 2023. Dnipro : FOP Marenichenko V.V., 2023. С. 602–603.*
214. Юрченко О. Ю., Склабінський В. І., Гусак О. Г. Моделювання дії гідродинамічних та механічних чинників на формування гранул у грануляційній башті обертового вібраційного гранулятора. *Технічне забезпечення інноваційних технологій в агропромисловому комплексі : матеріали V Міжнар. наук.-практ. Інтернет-конференції, Запоріжжя, 01–24 листопада 2023 р. URL: <http://www.tsatu.edu.ua/tstt/wp-content/uploads/sites/6/jurchenko-23.pdf>*
215. Юрченко О. Ю., Склабінський В. І., Гусак О. Г. Теоретичний аналіз дії механічних та гідродинамічних чинників на утворення крапель у вібраційному грануляторі. *Технічне забезпечення інноваційних технологій в агропромисловому комплексі : матеріали V Міжнар. наук.-практ. Інтернет-конференції, Запоріжжя, 01–24 листопада 2023 р. URL: http://www.tsatu.edu.ua/tstt/wp-content/uploads/sites/6/jurchenko_2-23.pdf*
216. Юрченко О. Ю., Склабінський В.І., Гусак О.Г. Вплив форми днища вібраційного гранулятора мінеральних добрив на основні параметрів технологічного процесу. *Промислова гідравліка і пневматика : XXIII Міжнародна науково-технічна конференція АС ПГП, Київ, 15–16 грудня 2022 р. : матеріали конференції. Київ : «Глобус-Прес», 2023. С. 164–166. URL: http://ggs.nau.edu.ua/wp-content/uploads/2023/05/%D0%A2%D0%B5%D0%B7%D0%B8_%D0%90%D0%A1%D0%9F%D0%93%D0%9F-2023.pdf*
217. Обертовий вібраційний гранулятор плаву азотних добрив. *Інноваційні розробки університетів і наукових установ МОН України / за заг. ред. : М. Стріхи, М. Ільченка. Київ : Інститут обдарованої дитини НАПН України, 2017. С. 26. URL:*

<https://exportstrategy.me.gov.ua/sites/default/files/upload/measure/rozrobkiuni-v-monu.pdf>

218. Вихровий гранулятор для одержання пористої аміачної селітри. *Інноваційні розробки університетів і наукових установ МОН України / за заг. ред. : М. Стріхи, М. Ільченка. Київ : Інститут обдарованої дитини НАПН України, 2017. С. 26. URL: <https://exportstrategy.me.gov.ua/sites/default/files/upload/measure/rozrobkiuni-v-monu.pdf>*
219. Болтянська Н. І., Комар А. С. Обґрунтування шляхів вдосконалення процесу гранулювання у прес-грануляторах з кільцевою матрицею. *Вісник Харківського національного технічного університету сільського господарства імені Петра Василенка. Механізація сільськогосподарського виробництва. 2019. Вип. 199. С. 176-186. URL: <https://khntusg.com.ua/wp-content/uploads/2020/01/199-1.pdf#page=178>*
220. Lobos de Ponga J. C., Piña J , Cotabarren I. M. Fluidized Bed Co-Melt Granulation: New Insights in the Influence of Process Variables and Validation of Regime Map Theory. *Powders. 2023. Vol. 2, Issue 3. 639–658. doi: <https://doi.org/10.3390/powders2030040>*
221. Dimin M. F., Loh M. K., Jamli M. R., Sued M. K., Munawar R. F. Fluidized Bed Granulation Parameters Effect on Urea Granule Physical Properties. *Journal of Applied Fluid Mechanics. 2019. Vol. 12, Issue 2. P. 495–503. doi: [10.29252/JAFM.12.02.28955](https://doi.org/10.29252/JAFM.12.02.28955)*
222. Takasaki H., Sakurai A., Katayama T., Matsuura Y., Ohyaigi N., Wada K., Ishikawa A., Yonemochi E. Hiroshi Takasaki a, Atsushi Sakurai a, Takuma Katayama a, Yuka Matsuura a, Naoko Ohyaigi a, Koichi Wada a, Agata Ishikawa b, Etsuo Yonemochi. *International Journal of Pharmaceutics. 2019. Vol. 557. P. 18-25. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijpharm.2018.12.029>*
223. Vieira M. M. S., Martins R. M., Freitas L. A. P. Characteristics of piroxicam granules prepared by fluidized bed hot melt granulation. *Advanced*

- Powder Technology*. 2018. Vol. 29, Issue 4. P. 934-940. doi: <https://doi.org/10.1016/j.apr.2018.01.011>
224. Liu H., O'Connor T., Lee S., Yoon S. A process optimization strategy of a pulsed-spray fluidized bed granulation process based on predictive three-stage population balance model. *Powder Technology*. 2018. Vol. 327. P. 188-200. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2017.12.070>
225. Behjani M. A., Rahmanian N., Abdul Ghani N. F., Hassanpour A. An investigation on process of seeded granulation in a continuous drum granulator using DEM. *Advanced Powder Technology*. 2017. Vol. 28, Issue 10. P. 2456-2464. doi: <https://doi.org/10.1016/j.apr.2017.02.011>
226. Liu H., Li M. Two-compartmental population balance modeling of a pulsed spray fluidized bed granulation based on computational fluid dynamics (CFD) analysis. *International Journal of Pharmaceutics*. 2014 Vol. 475, Issue 1-2. P. 256–269. doi: [10.1016/j.ijpharm.2014.08.057](https://doi.org/10.1016/j.ijpharm.2014.08.057)
227. Тарасюк В. В., Дідух В. Ф., Тараймович І. В. Конструктивні особливості формування гранул при виробництві ОМД на основі сапропелю. *Конструювання, виробництво та експлуатація сільськогосподарських машин*. 2010. Вип. 40, Ч. II. С. 226-230. URL: <https://dspace.kntu.kr.ua/server/api/core/bitstreams/9ba23735-e8e3-42e1-94f9-87b2778c71f9/content>
228. Скиданенко М. С. Аналіз гідродинаміки в порожнистій перфорованій оболонці відцентрового вібраційного гранулятора. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2014. Т. 3. № 7 (69). С. 30-35. URL: <https://journals.uran.ua/eejet/article/view/25184>
229. Baranov E. I., Yakushko S. I. Ground and calculation of hydrodynamic paradox, arising up at expiration of liquid from openings of the perforated revolved shell. *Bulletin of Sumy State University. Series Technical Sciences*. 2012. № 4. P. 7-13. URL: <https://essuir.sumdu.edu.ua/handle/123456789/30018>

230. Miyazaki Y., Uchino T., Kagawa Y. Effect of Equipment Parameters on Amount and Dispersion of Wetting Liquid in Planetary Centrifugal Granulation. *Chemical & pharmaceutical bulletin*. 2023. Vol. 71, Issue 6. P. 428–434. doi: [10.1248/cpb.c23-00045](https://doi.org/10.1248/cpb.c23-00045)
231. Liu Z., Yu Q., Ma W., Liu J., Tao S. Experimental investigation on centrifugal granulation of molten yellow phosphorus slag. *Chemical Engineering Research and Design*. 2023. Vol. 197. P. 548–557. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2023.08.006>
232. Gezerman A., Corbacioglu B. D. A New Approach to Cooling and Prilling during Fertilizer Manufacture. *International Journal of Chemistry*. 2011. Vol. 3, No. 2. P. 158-168. doi: [10.5539/ijc.v3n2p158](https://doi.org/10.5539/ijc.v3n2p158)
233. Vieira Neto J. L., Dilson D. L. C., Souza L. V., Pires R. F., Davi L. S., Silvério B. C., Santos K. G. A Fluid Dynamic Study in a Rotating Disk Applied in Granulation of Fertilizers. *Materials Science Forum*. 2017. Vol. 899. P. 142-147. <https://doi.org/10.4028/www.scientific.net/MSF.899.142>
234. Jotautienė E., Bivainis V., Karayel D., Mioldažys R. Theoretical and Experimental Verification of the Physical–Mechanical Properties of Organic Bone Meal Granular Fertilizers. *Agronomy*. 2024. Vol. 14, Issue 6. 1171. doi: <https://doi.org/10.3390/agronomy14061171>
235. Flore K., Schoenherr M., Feise H. Aspects of granulation in the chemical industry. *Powder Technology*. 2009. Vol. 189, Issue 2. P. 327–331. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2008.04.010>
236. Gao T., Singaravelu A. S. S., Oka S., Ramachandran R., Štěpánek F., Chawla N., Emady H. N. Granule formation and structure from single drop impact on heterogeneous powder beds. *International Journal of Pharmaceutics*. 2018. Vol. 552, Issue 1-2. P. 56-66. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijpharm.2018.09.036>
237. Lima R. M., Souza G. M., Brandão R. J., Duarte C. R., Marcos A.S. Barrozo M. A. S. Effects of DEM Parameters and Operating Conditions on Particle Dynamics in a Laboratory Scale Rotating Disc. *KONA Powder and*

- Particle Journal*. 2024. Vol. 41. P. 229–241. doi: <https://doi.org/10.14356/kona.2024016>
238. Brandao R. J., Lima R. M., Santos R. L., Duarte C. R., Barrozo M. A. S. Experimental study and DEM analysis of granular segregation in a rotating drum. *Powder Technology*. 2020. Vol. 364. P. 1-12. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2020.01.036>
239. Gladky A., Lieberwirth H., Lampke J., Schwarze R.. Numerical modeling of bulk flow on a pelletizing disc in different rotational regimes. *Granular Matter*. 2021. Vol. 23. 66. doi: <https://doi.org/10.1007/s10035-021-01121-6>
240. Papapetrou T. N., Bieberle M., Barthel F., Hampel U., Lecrivain G. Investigating binary granular mixing in a rotating drum using ultrafast X-ray computed tomography. *Powder Technology*. 2024. Vol. 443. 119964. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2024.119964>
241. Yurchenko O., Sklabinskyi V., Ochowiak M., Ostroha R., Gusak O. Rational Choice of a Basket for the Rotational Vibropriller. *Journal of Engineering Sciences*. 2022. Vol. 9, Issue 1. P. F16–F20. doi: [10.21272/jes.2022.9\(1\).f3](https://doi.org/10.21272/jes.2022.9(1).f3)
242. Demianenko M., Starynskyi O., Pavlenko I., Sklabinskyi V., Trojanowska J., Skydanenko M., Liaposhchenko O., Ivanov V. Impact of Dynamic Characteristics of Gears on the Reliability of Prilling Equipment. *Sustainable Management of Manufacturing Systems in Industry 4.0* / eds.: L. Knapcikova, D. Peraković, M. Perisa, M. Balog. Springer, Cham, 2022. P. 197–211. doi: https://doi.org/10.1007/978-3-030-90462-3_13
243. Лісовал А. П., Макаренко В. М., Кравченко С. М. Система застосування добрив : підручник. Київ : Вища шк., 2002. 317 с.
244. Господаренко Г. М. Агрохімія мінеральних добрив. Київ : Науковий світ, 2003. 136 с.

245. Litster J. D., Ennis B. J. *The Science and Engineering of Granulation Process*. Springer Netherlands, 2004. 250 p. doi: <https://doi.org/10.1007/978-94-017-0546-2>
246. Iveson S. M., Litster J. D., Hapgood K., Ennis B. J. Nucleation, growth and breakage phenomena in agitated wet granulation processes: A review. *Powder Technology*. 2001. Vol. 117. P. 3–39. doi: [https://doi.org/10.1016/S0032-5910\(01\)00313-8](https://doi.org/10.1016/S0032-5910(01)00313-8)
247. Leszczuk T. Evaluation of the fertilizer granules strength obtained from plate granulation with different angle of granulation blade. *Acta Mechanica et Automatica*. 2014. Vol. 8, Issue 3. P. 141–145. doi: <https://doi.org/10.2478/ama-2014-0025>
248. García L., Rodríguez G., Orjuela A. Study of the pilot-scale pan granulation of zeolite-based molecular sieves. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. 2021. Vol. 38. P. 165–175. doi: <https://doi.org/10.1007/s43153-020-00087-x>
249. Ouchlyama N., Tanaka T. Kinetic Analysis of Continuous Pan Granulation. Possible Explanations for Conflicting Experiments and Several Indications for Practice. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*. 1981. Vol. 20, Issue 2. P. 340–348. doi: <https://doi.org/10.1021/i200013a025>
250. Chadwick P. C., Rough S. L., Bridgwater J. Holdup and residence time distributions in inclined dishes. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2005. Vol. 44, Issue 19. P. 7529–7539. doi: <https://doi.org/10.1021/ie040252z>
251. Azrar H., Zentar R., Abriak N. E. The Effect of Granulation Time of the Pan Granulation on the Characteristics of the Aggregates Containing Dunkirk Sediments. *Procedia Engineering*. 2016. Vol. 143. P. 10–17. doi: <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2016.06.002>
252. Pamungkas R. B., Jos B., Djaeni M., Saputri K. A. D. Granulation processing variables on the physical properties of granule slow release urea

- fertilizer. *AIP Conference Proceedings*. 2020. Vol. 2197, Issue 1. 100001. doi: <https://doi.org/10.1063/1.5140952>
253. Przywara M., Dürr R., Otto E., Kienle A., Antos D. Process Behavior and Product Quality in Fertilizer Manufacturing Using Continuous Hopper Transfer Pan Granulation—Experimental Investigations. *Processes*. 2021. Vol. 9, Issue 8. 1439. doi: <https://doi.org/10.3390/pr9081439>
254. Muthancheri I., Ramachandran R. Mechanistic understanding of granule growth behavior in bi-component wet granulation processes with wettability differentials. *Powder Technology*. 2020. Vol. 367. P. 841–859. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2020.04.016>
255. Järvinen M. A., Paavola M., Poutiainen S., Itkonen P., Pasanen V., Uljas K., Leiviskä K., Juuti M., Ketolainen J., Järvinen K. Comparison of a continuous ring layer wet granulation process with batch high shear and fluidized bed granulation processes. *Powder Technology*. 2015. Vol. 275. P. 113–120. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2015.01.071>
256. Chaudhury A., Wu H., Khan M., Ramachandran R. A mechanistic population balance model for granulation processes: Effect of process and formulation parameters. *Chemical Engineering Science*. 2014. Vol 107. P. 76–92. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2013.11.031>
257. Kotamarthy L., Dan A., Karkala S., Parvani S., Román-Ospino A. D., Ramachandran R. Twin-screw granulation: Mechanistic understanding of the effect of material properties on key granule quality attributes through the analysis of mixing dynamics and granulation rate mechanisms. *Advanced Powder Technology*. 2023. Vol. 34, Issue 9. 104137. doi: <https://doi.org/10.1016/j.apt.2023.104137>
258. Ганзюк А., Масло Л. Дослідження експлуатаційних характеристик сапонітового грануляту. *Вісник Хмельницького національного університету. Серія Технічні науки*. 2023. Т. 1, № 2 (319). С. 70–80. URL: <http://journals.khnu.km.ua/vestnik/wp-content/uploads/2023/05/vknu-ts-2023-n2319-70-80.pdf>

259. Петряєв М. В., Полякова Ю. П., Топоров А. А., Трет'яков П. В. Порівняльно-оглядова характеристика екструдерних та грануляційних установок. *Наукові праці ДонНТУ. Серія: «Машинобудування і машинознавство»*. 2019. № 1 (16). С. 36–44. URL: <https://mash.donntu.edu.ua/wp-content/uploads/2022/05/5.pdf>
260. Станкевич С. В., Головань Л. В., Білецький Є. М., Тітова А. Є., Меленті В. О. Управління та рекуперація відходів : навч. посіб. Харків : Видавництво Іванченка І. С., 2020. С. 34–35. URL: https://repo.btu.kharkov.ua/bitstream/123456789/24003/1/NP_Utylizatsiya_vid_khodiv_20.pdf
261. Nadhem A.-K. M., Skydanenko M., Ostroha R., Neshta A., Yukhymenko M., Yakhnenko S., Zabitsky D., Yesypchuk S., Moskalchuk O. Research of Plate Granulator Operation Modes in the Production of Coarse Carbamide Granules. *Technology Audit and Production Reserves*. 2022. Vol. 1, № 3 (63). P. 6–9. doi: <https://doi.org/10.15587/2706-5448.2022.252367>
262. Bingre R., Louis B., Nguyen P. An Overview on Zeolite Shaping Technology and Solutions to Overcome Diffusion Limitations. *Catalysts*. 2018. Vol. 8, Issue 4. 163. doi: <https://doi.org/10.3390/catal8040163>
263. Fattahi N., Triantafyllidis K., Luque R., Ramazani A. Zeolite-Based Catalysts: A Valuable Approach toward Ester Bond Formation. *Catalysts*. 2019. Vol. 9, Issue 9. 758. doi: <https://doi.org/10.3390/catal9090758>
264. García L., Poveda Y. A., Khadivi M., Rodríguez G., Görke O., Esche E., Godini H. R., Wozny G., Orjuela A. Synthesis and Granulation of a 5A Zeolite-Based Molecular Sieve and Adsorption Equilibrium of the Oxidative Coupling of Methane Gases. *Journal of Chemical & Engineering Data*. 2017. Vol. 62, Issue 4. P. 1550–1557. doi: <https://doi.org/10.1021/acs.jced.7b00061>
265. Lima R. M., Brandão R. J., de Souza G. M., Silveira J. C., Potenza F., Duarte C. R., Barrozo M. A. S. Analysis of particle dynamics in a rotating dish. *Powder Technology*. 2022. Vol. 409. 117827. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2022.117827>

266. Rodrigues R. F., Leite S. R., Santos D. A., Barrozo M. A. S. Drum granulation of single super phosphate fertilizer: Effect of process variables and optimization. *Powder Technology*. 2017. Vol. 321. P. 251–258. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2017.08.036>
267. Silveira J. C., Brandao R. J., Lima R. M., Machado M. V. C., Barrozo M. A. S., Duarte C. R. A fluid dynamic study of the active phase behavior in a rotary drum with flights of two and three segments. *Powder Technology*. 2020. Vol. 368. P. 297–307. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2020.04.051>
268. Heilbuth R. R., Souza G. M., Santos D. A., Brandao R. J., Barrozo M. A. S., Duarte C. R. Numerical evaluation of the granular mixing behavior in a flighted rotary drum through the Discrete Element Method. *Powder Technology*. 2022. Vol. 400. 117251. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2022.117251>
269. Li D., Xu X., Chen J., Yang K., Liu X., Yang L. Numerical study on the effect of drum on the flow behavior of binary-size particles in rotating drums. *Powder Technology*. 2021. Vol. 386. P. 108–119. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2021.03.013>
270. Santos D. A., Dadalto F. O., Scatena R., Duarte C. R., Barrozo M. A. S. A hydrodynamic analysis of a rotating drum operating in the rolling regime. *Chemical Engineering Research and Design*. 2015. Vol. 94. P. 204–212. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2014.07.028>
271. Verma C., Nanda S., Singh R. K., Singh R. B., Mishra S. A review on impacts of genetically modified food on human health. *The Open Nutraceuticals Journal*. 2011. Vol. 4. P. 3–11. doi: 10.2174/1876396001104010003
272. Balezentiene L., Klimas E. Effect of organic and mineral fertilizers and land management on soil enzyme activities. *Agronomy Research*. 2009. Vol. 7, Issue I. P. 191–197. URL: <https://agronomy.emu.ee/vol07Spec1/p7sI08.pdf>

273. Morgera E., Caro C. B., Duran G. M. Organic agriculture and the law. Rome : Food and Agriculture Organization of the United Nations, 2012. 306 p. URL: <https://www.fao.org/4/i2718e/i2718e.pdf>
274. Food safety and environmental requirements in export markets – friend or foe for producers of fruit and vegetables in asian developing countries? / United Nations Conference on Trade and Development. New York; Geneva : United Nations, 2007. 120 p. URL: https://unctad.org/system/files/official-document/ditcted20068_en.pdf
275. Scialabbe N., Müller-Lindenlauf M. Organic agriculture and climate change. *Renewable Agriculture and Food Systems*. 2010. Vol. 25, Issue 2. P. 158–169. doi: <https://doi.org/10.1017/S1742170510000116>
276. Arifin B., Bono A., Janaun J. The transformation of chicken manure into mineralized organic fertilizer. *Journal of Sustainability Science and Management*. 2006. Vol. 1, Number 1. P. 58–63. URL: <https://fullpaperumtas2012.umt.edu.my/files/2012/06/58-63.pdf>
277. Писаренко В. В., Писаренко П. В. Відходи тваринництва впливають на довкілля. *Фермерське господарство*. 2010. № 20 (484). С. 14–15.
278. Artyukhov A., Krmela J., Artyukhova N., Ostroha R. Modeling of the Aerodisperse Systems Hydrodynamics in Devices With Directional Motion of the Fluidized Bed. *Encyclopedia of Information Science and Technology, Fifth Edition* : collective monograph. USA : IGI Global, 2020. P. 1289–1307. URL: <https://www.irma-international.org/viewtitle/260266/?isxn=9781799834793>
279. Ostroha R., Yukhymenko M., Yakushko S., Artyukhov A. Investigation of the Kinetic Laws Affecting the Organic Suspension Granulation in the Fluidized Bed. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2017. № 4/1 (88). P. 4–10. doi: <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2017.107169>
280. Saikh M. A. A technical note on granulation technology: a way to optimise granules. *International Journal of Pharmaceutical Sciences Review and Research*. 2013. Vol. 4, Issue 1. P. 55–67. doi: [http://dx.doi.org/10.13040/IJPSR.0975-8232.4\(1\).55-67](http://dx.doi.org/10.13040/IJPSR.0975-8232.4(1).55-67)

281. Artyukhov A. E., Sklabinskyi V. I. Theoretical analysis of granules movement hydrodynamics in the vortex granulators of ammonium nitrate and carbamide production. *Chemistry & Chemical technology*. 2015. Vol. 9, No. 2. P. 175–180. doi: <https://doi.org/10.23939/chcht09.02.175>
282. Artyukhov A. E., Sklabinskyi V. I. Experimental and industrial implementation of porous ammonium nitrate producing process in vortex granulators. *Naukovyi Visnyk Natsionalnoho Hirnychoho Universytetu*. 2013. No. 6. P. 42–48. URL: <http://nvngu.in.ua/index.php/en/monographs/862-engcat/archive/2013/contents-no-6-2013/geotechnical-and-mining-mechanical-engineering-machine-building/2398-experimental-and-industrial-implementation-of-porous-ammonium-nitrate-producing-process-in-vortex-granulators>
283. Investigation of Mechanics of the Solid Phase Motion in the Gas Flow of the Fluid Bed Apparatus / Н. Р. Артюхова, Р. О. Острога. *Chemical Technology and Engineering : International Scientific Conference*, Lviv, June 26–30, 2017. Lviv : Lviv Polytechnic Publishing House, 2017. P. 351–352.
284. Якушко С. І., Острога Р. О., Боцко Й. Біодобрива та біопаливо. Переваги внутрішньогосподарської утилізації сільськогосподарських відходів : монографія. Суми : Видавництво «Ярославна», 2018. 265 с.
285. Yu Y., Lu F., Bai H., Wei F., Zhang C. Discovery of asymmetric distribution of fine particles in fluidization using signal deflection reconstruction measurement. *Chemical Engineering Science*. 2024. Vol. 285. 119564. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2023.119564>
286. Gonzalez-Quiroga A., Shtern V., Perreault P., Vandewalle L., Marin G. B., Van Geem K. M. Intensifying Mass and Heat Transfer using a High-g Stator-Rotor Vortex Chamber. *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*. 2021. Vol. 169. 108638. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cep.2021.108638>
287. Chew Y. L., Kahlous Y., Helal Uddin A. B. M., Sarker Z. I., Liew K. B. A Review on the Development of Granulation Technology in the Past Two

- Decades. *Journal of Pharmaceutical Negative Results*. 2022. Vol. 13, Special issue 7. P. 93-95. URL: <https://www.pnrjournal.com/index.php/home/article/view/1685>
288. Shanmugam S. Granulation techniques and technologies: recent progresses. *Bioimpacts*. 2015. Vol. 5, Issue 1. P. 55–63. doi: [10.15171/bi.2015.04](https://doi.org/10.15171/bi.2015.04)
289. Kotamarthy L., Karkala S., Dan A., Román-Ospino A. D., Ramachandran R. Investigating the Effects of Mixing Dynamics on Twin-Screw Granule Quality Attributes via the Development of a Physics-Based Process Map. *Pharmaceutics*. 2024. Vol. 16, Issue 4. 456. doi: <https://doi.org/10.3390/pharmaceutics16040456>
290. Березюк С. В., Зубар І. В. Сучасні економіко-екологічні аспекти застосування добрив у рослинництві. *Економіка АПК*. 2019. Т. 266 № 10. С. 34-43. URL: <https://eapk.com.ua/uk/journals/tom-26-10-2019/suchasni-ekonomiko-ekologichni-aspekti-zastosuvannya-dobriv-u-roslinnitstvi>
291. Червоний Д. Перспективи розвитку ринку органічних добрив в Україні. *Геополітика України: історія і сучасність*. 2023. № 1 (30). С. 116–128. doi: [https://doi.org/10.24144/2078-1431.2023.1\(30\).116-128](https://doi.org/10.24144/2078-1431.2023.1(30).116-128)
292. Sutkar V. S., Deen N. G., Patil A. V., Salikov V., Antonyuk S., Heinrich S., Kuipers J. A. M. CFD–DEM model for coupled heat and mass transfer in a spout fluidized bed with liquid injection. *Chemical Engineering Journal*. 2016. Vol. 288. P. 185-197. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.11.044>
293. Корнієнко Б. Я. Задачі оптимізації зневоднення та гранулювання мінеральних добрив у псевдозрідженому шарі. *Вісник НТУУ “КПІ імені Ігоря Сікорського”*. Серія: Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження. 2014. № 1. С. 28–32. doi: <https://doi.org/10.20535/2306-1626.1.2014.51506>
294. Кузьменко І. М. Гідродинаміка потоків в контактних апаратах. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2011. Т. 1, № 9 (49). С. 47–50. doi: <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2011.2447>

295. Юхименко М. П., Острога Р. О., Боцко Й. Конвективне охолодження гранульованих та зернистих матеріалів : монографія. Суми : Університетська книга, 2021. 152 с. URL: <https://essuir.sumdu.edu.ua/handle/123456789/87580>
296. Yang L., Zhan W. New concept for ADS spallation target: Gravity-driven dense granular flow target. *Science China Technological Sciences*. 2015. Vol. 58, Issue 10. P. 1705–1711. Doi: <https://doi.org/10.1007/s11431-015-5894-0>
297. Katz V., Katz S.. Cooling of Granules in Vibrating, Suspended Bed: Engineering Simulation. *Modern Mechanical Engineering*. 2016. Vol. 6, No. 2. P. 76–90. doi: [10.4236/mme.2016.62009](https://doi.org/10.4236/mme.2016.62009)
298. Singh R. I., Ghule K. Design, development, experimental and CFD analysis of a prototype fluidized bed stripper ash cooler. *Applied Thermal Engineering*. 2016. Vol. 107. P. 1077–1090. doi: <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2016.07.044>
299. Rogala Z., Kolasiński P., Błasiak P.. The Influence of Operating Parameters on Adsorption/Desorption Characteristics and Performance of the Fluidised Desiccant Cooler. *Energies*. 2018. Vol. 11, Issue 6. 1597. doi: <https://doi.org/10.3390/en11061597>
300. Caiyuan Y., Tao Q, Xizhong W. Heat and mass transfer in process of fluidized bed spray granulation. *Chinese Journal of Chemical Engineering*. 2004. Vol. 16, No. 6. P. 836–839. URL: <https://hgxb.cip.com.cn/EN/abstract/abstract500.shtml>
301. Patel P., Telange D., Sharma N. Comparison of Different Granulation Techniques for Lactose Monohydrate. *International Journal of Pharmaceutical Sciences and Drug Research*. 2011. Vol. 3, Issue 3. P. 222–225. URL: <https://ijpsdr.com/index.php/journal/article/view/318>
302. Agrawal R., Naveen Y. Pharmaceutical Processing – A Review on Wet Granulation Technology. *International Journal of Pharmaceutical Frontier Research*. 2011. Vol. 1. P. 65–83. URL:

<https://www.researchgate.net/publication/228453068> Pharmaceutical Processing-A Review on Wet Granulation Technology

303. Артюхов А. Є., Склабинский В. И. Опытное-промышленное внедрение процесса получения пористой аммиачной селитры в вихревых грануляторах. *Научный вестник Национального горного университета*. 2013. № 6. С. 42–48. URL: <http://nvngu.in.ua/index.php/uk/arkhiv-zhurnalu/za-vipuskami/845-2013/zmist-6-2013/geotekhnichna-i-girnichna-mekhanika-mashinobuduvannya/2354-doslidno-promislove-vprovadzhennya-protseesu-otrimannya-poristoji-amiachnoji-selitri-u-vikhrovikh-granulyatorakh>
304. Artyukhov A. E., Fursa A. S., Moskalenko K. V. Classification and separation of granules in vortex granulators. *Chemical and Petroleum Engineering*. 2015. Vol. 51, Nos. 5–6. P. 311–318. URL: <https://eurekamag.com/research/064/642/064642576.php>
305. Kaewklum R., Kuprianov V. Experimental studies on a novel swirling fluidized-bed combustor using an annular spiral air distributor. *Fuel*. 2010. Vol. 89, Issue 1. P. 43–52. doi: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2009.07.027>
306. Ashcraft R. W., Heynderickx G. J., Marin G. B. Modeling fast biomass pyrolysis in a gas–solid vortex reactor. *Chemical Engineering Journal*. 2012. Vol. 207–208. P. 195–208. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cej.2012.06.048>
307. Khalatov A. A. Heat transfer and hydrodynamics in the fields of mass forces. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*. 2010. Vol. 83, No. 4. P. 794–808. doi: <https://doi.org/10.1007/s10891-010-0397-0>
308. Artyukhov A. E., Sklabinskyi V. I. Hydrodynamics of gas flow in small-sized vortex granulators in the production of nitrogen fertilizers. *Chemistry & Chemical Technology*. 2015. Vol. 9, No. 3. P. 337–342. doi: <https://doi.org/10.23939/chcht09.03.337>
309. Artyukhov A. E., Voznyi A. A. Thermodynamics of the vortex granulator's workspace: the impact on the structure of porous ammonium nitrate. *2016 International Conference on Nanomaterials: Application &*

- Properties (NAP)*, Lviv, Ukraine, 2016. P. 02NEA01-1–02NEA01-4. doi: [10.1109/NAP.2016.7757296](https://doi.org/10.1109/NAP.2016.7757296)
310. Artyukhov A. E. Kinetics of heating and drying of porous ammonium nitrate granules in the vortex granulator. *2016 International Conference on Nanomaterials: Application & Properties (NAP)*, Lviv, Ukraine, 2016. P. 02NEA02-1–02NEA02-3, doi: [10.1109/NAP.2016.7757297](https://doi.org/10.1109/NAP.2016.7757297)
311. Kaewklum R., Kuprianov V. I., Douglas P. L. Hydrodynamics of air–sand flow in a conical swirling fluidized bed: A comparative study between tangential and axial air entries. *Energy Conversion and Management*. 2009. Vol. 50, Issue 12. P. 2999–3006. doi: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2009.07.019>
312. Volchkov E. P., Dvornikov N. A., Lukashov V. V., Abdrakhmanov R. Kh. Investigation of the flow in the vortex chamber with centrifugal fluidizing bed with and without combustion. *Thermophysics and Aeromechanics*. 2013. Vol. 20. No. 6. P. 663–668. doi: <https://doi.org/10.1134/S0869864313060024>
313. Dvornikov N. A., Belousov P. P. Investigation of a fluidized bed in a vortex chamber. *Journal of Applied Mechanics and Technical Physics*. 2011. Vol. 52. No. 2. P. 206–211. doi: <https://doi.org/10.1134/S0021894411020076>
314. Bieniek A., Jerzak W., Gajek M., Magdziarz A. Numerical investigations of biomass pyrolysis with partial oxidation in a drop tube reactor. *Journal of Cleaner Production*. 2023. Vol. 401. 136774. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2023.136774>
315. Perry's Chemical Engineers' Handbook / Eds. : Don W. Green, Marylee Z. Southard. 9th ed. New York : McGraw-Hill Education, 2019. URL: <https://www.accessengineeringlibrary.com/content/book/9780071834087>
316. Alimov U. K., Hamdamova Z. S., Hamdamov D. M. Method of obtaining lime-ammonia fertilizer. *Texas Journal of Multidisciplinary Studies*. 2022. Vol. 6. P. 119–121. URL: <https://zienjournals.com/index.php/tjm/article/view/1007>

317. Nabiev A. A., Alikhonova Z. S., Rizaev Sh. N., Talipova H. S. Theoretical Basis of the Process of Obtaining Granular Magnesium Lime-Ammonium Nitrate with the Addition of Dolomites of Uzbekistan. *International Journal of Modern Agriculture*. 2021. Vol. 10, No. 2. P. 4351–4359. URL: <https://www.modern-journals.com/index.php/ijma/article/view/1349>
318. Taran A. L., Ostanina O. I., Taran A. V., Bepalova V. O. Analysis of the National and Foreign Quality Requirements for Basic Mineral Nitrogenous Fertilizers, and Technical Solutions for Improving Their Quality. *Chemical and Petroleum Engineering*. 2016. Vol. 52. P. 10–14. doi: <https://doi.org/10.1007/s10556-016-0138-0>
319. Vakal S. V., Yanovska A. O., Vakal, V S., Artyukhov A. Y., Shkola V. Y., Yarova T. Y., Dmitrikov V. P., Krmela J., Malovanyy M. S. Minimization of Soil Pollution as a Result of the Use of Encapsulated Mineral Fertilizers. *Journal of Ecological Engineering*. 2021. Vol. 22, Issue 1. P. 221–230. doi: <https://doi.org/10.12911/22998993/128965>
320. Izydorzcyk G., Mikula K., Skrzypczak D., Witek-Krowiak A., Chojnacka K. Granulation as the method of rational fertilizer application. *Smart Agrochemicals for Sustainable Agriculture* / eds.: K. Chojnacka, A. Saeid. Elsevier, 2022. P. 163-184. doi: <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-817036-6.00003-0>
321. Концевой А. Л. Технологія зв'язаного азоту і хімічних добрив: технологія та алгоритми розрахунків виробництва азотних добрив : навч. посіб. Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. 227 с.
URL: <https://ela.kpi.ua/items/dda1b73a-9f7f-4840-983d-aa386a83ff32>
322. Марчевський В. М., Войтюк В. О. Газорозподільний пристрій апарату з псевдозрідженим шаром. *Вісник НТУУ “КПІ імені Ігоря Сікорського”*. Серія: Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження. 2021. № 3. С. 16–21. doi: <https://doi.org/10.20535/2617-9741.3.2021.241020>

323. Корнієнко Я. М., Любека А. М., Денисенко В. Математичне моделювання температурного поля в апараті з псевдозрідженим шаром. *Вісник НТУУ “КПІ імені Ігоря Сікорського”*. Серія: Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження 2018. № 1. С. 32–39. doi: <https://doi.org/10.20535/2306-1626.1.2018.143372>
324. Yukhymenko M., Artyukhov A., Ostroha R., Artyukhova N., Krmela J., Bocko J. Multistage Shelf Devices with Fluidized Bed for Heat-Mass Transfer Processes: Experimental Studies and Practical Implementation. *Applied Sciences*. 2021. Vol. 11, Issue 3. 1159. doi: <https://doi.org/10.3390/app11031159>
325. Yukhymenko M., Ostroha R., Lytvynenko A., Mikhajlovskiy Y., Bocko J. Cooling Process Intensification for Granular Mineral Fertilizers in a Multistage Fluidized Bed Device. *Advanced Manufacturing and Processing / eds.: V. Ivanov, I. Pavlenko, O. Liaposhchenko, J. Machado, M. Edl. Springer, Cham, 2020. P. 249–257. doi: https://doi.org/10.1007/978-3-030-50491-5_24*
326. Artyukhov A., Artyukhova N., Ostroha R., Yukhymenko M., Bocko J., Krmela J. Convective Drying in the Multistage Shelf Dryers: Theoretical Bases and Practical Implementation. *Drying Unit Operations / ed. I. Pala-Rosas. London : IntechOpen, 2019. Chapter 3. P. 41–61. doi: [10.5772/intechopen.89118](https://doi.org/10.5772/intechopen.89118)*
327. Литвиненко А., Юхименко М. Математична модель гідродинаміки руху двофазного висхідного потоку в пневмокласифікаторах змінного перерізу. *Вісник Національного технічного університету «ХПІ»*. Серія: Нові рішення у сучасних технологіях. 2016. № 25 (1197). С. 113–118. doi: <https://doi.org/10.20998/2413-4295.2016.25.17>
328. Lytvynenko A., Yukhymenko M., Pavlenko I., Pitel J., Mizakova J., Lytvynenko O., Ostroha R., Bocko J. Ensuring the Reliability of Pneumatic Classification Process for Granular Material in a Rhomb-Shaped Apparatus. *Applied Sciences*. 2019. Vol. 9, Issue 8. 1604. doi: <https://doi.org/10.3390/app9081604>

329. Yukhimenko N., Vakal S. The exergy analysis of energy efficiency of the technology of granulated phosphorus-potassium fertilizers. *EasternEuropean Journal of Enterprise Technologies. Series: Technologies organic and inorganic substances*. 2016. Vol. 5, No. 6 (83). P. 4–10. doi: <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2016.77182>
330. Kliopova I., Baranauskaitė-Fedorova I., Malinauskienė M., Staniškis J. K. Possibilities of increasing resource efficiency in nitrogen fertilizer production. *Clean Technologies and Environmental Policy*. 2016. Vol. 18. P. 901–914. doi: <https://doi.org/10.1007/s10098-015-1068-9>
331. Góngora-Leyva E., Ruiz-Chavarría G., Columbié-Navarro Á., Retirado-Mediacejas Y. The Cooling of a Granular Material in a Rotating Horizontal Cylinder. *Experimental and Computational Fluid Mechanics. Environmental Science and Engineering* / eds.: J. Klapp, A. Medina. Springer, Cham, 2014. P. 197–205. doi: https://doi.org/10.1007/978-3-319-00116-6_14
332. Hlosta J., Žurovec D., Rozbroj J., Ramírez-Gómez Á., Nečas J., Zegzulka J. Analysis and Optimization of Material Flow inside the System of Rotary Coolers and Intake Pipeline via Discrete Element Method Modelling. *Energies*. 2018. Vol. 11, Issue 7. 1849. doi: <https://doi.org/10.3390/en11071849>
333. Zhong L., Gao L., Li L., Nie L., Zhang H., Sun Z., Huang R., Zhou Z., Yin W., Hui Wang H., Zang H. Implementation of Dynamic and Static Moisture Control in Fluidized Bed Granulation. *AAPS PharmSciTech*. 2022. Vol. 23. 174. doi: <https://doi.org/10.1208/s12249-022-02334-5>
334. Moraga S. V., Villa M. P., Bertín D. E., Cotabarrén I. M., Piña J., Pedernera M., Bucalá V. Fluidized-bed melt granulation: The effect of operating variables on process performance and granule properties. *Powder Technology*. 2015. Vol. 286. P. 654–667. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2015.09.006>
335. Korteby Y., Mahdi Y., Daoud K., Regdon Jr. G. A novel insight into fluid bed melt granulation: Temperature mapping for the determination of

- granule formation with the in-situ and spray-on techniques. *European Journal of Pharmaceutical Sciences*. 2019. Vol. 127. P. 351–362. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ejps.2018.09.003>
336. Pushpati R.T., Rao N. V. Fluidized bed processing: A review. *Indian Journal of Research in pharmacy and biotechnology*. 2014. Vol. 2, Issue 4. P. 1360–1365. URL: [https://www.ijrpb.com/issues/Volume%202_Issue%204/ijrpb%202\(4\)%2023%20ravi%20teja%201360-1365.pdf](https://www.ijrpb.com/issues/Volume%202_Issue%204/ijrpb%202(4)%2023%20ravi%20teja%201360-1365.pdf)
337. Kenekar V. V., Ghugare S. B., Patil-Shinde V. Multi-objective optimization of high-shear wet granulation process for better granule properties and fluidized bed drying characteristics. *Powder Technology*. 2023. Vol. 420. 118373. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2023.118373>
338. Нестерук А., Корнієнко Б. Математична модель процесу виробництва мінеральних добрив у грануляторі з псевдозрідженим шаром. *Інформаційні технології та суспільство*. 2023. № 2 (8). С. 51–61. doi: <https://doi.org/10.32689/maup.it.2023.2.6>
339. Рахуба В. О., Пазюк М. Ю., Бакшеев О. В. Управління роботою тарілчастого гранулятора на основі математичної моделі. *Металургія*. 2012. Вип. 3. С. 10–14. URL: https://old-zdia.znu.edu.ua/gazeta/M_28_2.pdf
340. Ostroha R., Yukhymenko M., Mandryka O. Hydraulic Regularities of Fluidized Bed During Encapsulation of Organo-Mineral Fertilizers. *Acta Mechanica Slovaca*, 2023. 27 (2). P. 12–17. doi: <https://doi.org/10.21496/ams.2023.015>
341. Каліон В. А. Обчислювальна гідромеханіка. Модельні задачі : навч. посіб. Київ : Видавничо-поліграфічний центр "Київський університет", 2011. 175 с. URL: https://mechmat.knu.ua/wp-content/uploads/2018/03/Kalion_OG_2010_1.pdf
342. Вамболь С. О., Міщенко І. В., Кондратенко Технічна механіка рідини і газу: підручник. Харків : НУЦЗУ, 2016. 300 с. URL: http://univer.nuczu.edu.ua/tmp_metod/1102/ychebник.pdf

343. Flow Vision Software : software / Alicat. *Lab Unlimited - Carl Stuart Group*. URL: <https://www.labunlimited.com/flow-vision-software>
344. Ansys CFX : software. ANSYS. URL: <https://www.ansys.com/products/fluids/ansys-cfx>
345. Ansys Fluent : software. ANSYS. URL: <https://www.ansys.com/products/fluids/ansys-fluent>
346. Autodesk AutoCAD: Design and drafting software trusted. *Autodesk*. URL: <https://www.autodesk.com/products/autocad/overview?term=1-YEAR&tab=subscription>
347. SolidWorks. *Dassault Systèmes - SolidWorks Corporation*. URL: <https://www.solidworks.com/>
348. CATIA. *Dassault Systèmes*. URL: <https://www.3ds.com/ru/produkty-i-uslugi/catia/>
349. ABAQUS. *Dassault Systèmes*. URL: <https://www.3ds.com/products/simulia/abaqus>
350. Maple : math software. *Maplesoft*. URL: <https://www.maplesoft.com/products/Maple/>
351. wxMaxima : document based interface. *wxMaxima*. URL: <https://wxmaxima-developers.github.io/wxmaxima/>
352. Mathcad: Math Software for Engineering Calculations. *Mathcad*. URL: <https://www.mathcad.com/>
353. Microsoft Excel. *Microsoft*. URL: <https://www.microsoft.com/uk-ua/microsoft-365/excel>
354. Sklabinskyi V., Liaposhchenko O., Pitel J., Pavlenko I., Skydanenko M., Ostroha R., Yukhymenko M., Simeiko K., Demianenko M., Volf M., Starynskyi O., Yurchenko O., Mandryka O. Experimental Studies and Condition Monitoring of Auxiliary Processes in the Production of Al₂O₃ by Sol–Gel Technology. *Processes*. 2022. Vol. 10, Issue 10. 2090. doi: <https://doi.org/10.3390/pr10102090>

355. Sklabinskyi V., Pitel J., Skydanenko M., Simeiko K., Liaposhchenko O., Pavlenko I., Ostroha R., Yukhymenko M., Mandryka O., Storozhenko V. Pyrocarbon Coating on Granular Al_2O_3 for HTGR-Type Power Reactor. *Coatings*. 2023. Vol. 13, Issue 8. 1462. doi: <https://doi.org/10.3390/coatings13081462>
356. Kasym R. T., Skydanenko M. S. Methods for Obtaining Droplets of a Monodisperse Composition / academic Advisor V. I. Sklabinskii. *Modern Technologies in Industrial Production* : Proceedings of the 2nd All-Ukrainian Interuniversity Scientific and Technical Conference, Sumy, April 17-20, 2012. Sumy : Sumy State University, 2012. Part 2. P. 116–117. URL: <https://essuir.sumdu.edu.ua/handle/123456789/25759>
357. Taran A. L., Dolgalev Ye. V., Taran Yu. A. Calculation algorithm for a priller with a nozzle for the production of limeammonium nitrate in baths. *Bulletin of MITHT*. 2006. № 3. P. 42–46.
358. Straka L., Panda A. Optimal preventive maintenance schedule of slewing rings for demanding production machine. *MM Science Journal*. 2018. № 12. P. 2696–2700. doi: [10.17973/MMSJ.2018_12_201872](https://doi.org/10.17973/MMSJ.2018_12_201872)
359. Fesenko A., Basova Y., Ivanov V., Ivanova M., Yevsiukova F., Gasanov M. Increasing of equipment efficiency by intensification of technological processes. *Periodica Polytechnica Mechanical Engineering*. 2019. Vol. 63, NO. 1. P. 67–73. doi: <https://doi.org/10.3311/PPme.13198>
360. Xu Z., Wang T., Che Z. Droplet breakup in airflow with strong shear effect. *Journal of Fluid Mechanics*. 2022. Vol. 941. A54. doi: <https://doi.org/10.1017/jfm.2022.326>
361. Artyukhov A. Ye., Kononenko M. P. Analysis of industrial implementation of the rotating vibration melt granulators in ammonium nitrate production units. *Bulletin of Sumy State University. Series Technical Sciences*. 2013. № 1. P. 35–41. URL: <https://essuir.sumdu.edu.ua/handle/123456789/31931>

362. Omidvar A. Development and assessment of an improved droplet breakup model for numerical simulation of spray in a turbulent flow field. *Applied Thermal Engineering*. 2019. Vol. 156. P. 432–443. doi: <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2019.04.090>
363. Nadhem A.-K. M., Sklabinsky V., Ostroha R., Skydanenko M., Yukhymenko M., Bocko J., Ostroha D., Zabitsky D., Moskalchuk O., Serhienko A. Study of Temperature Changes in Mineral Fertilizer Granules After Contact With Air in a Granulation Tower. *Technology Audit and Production Reserves*. 2023. Vol. 4, № 3 (72). P. 6–9. doi: <https://doi.org/10.15587/2706-5448.2023.286693>
364. Ostroha R., Yukhymenko M., Bocko J., Artyukhov A., Krmela J. Determining the Main Regularities in the Process of Mineral Fertilizer Granule Encapsulation in the Fluidized Bed Apparatus. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2021. Vol. 4, No. 6 (112). P. 23–32. doi: <https://doi.org/10.15587/1729-4061.2021.239122>
365. Артюхова Н. Р. Апаратурне оформлення процесу капсулювання гранульованих мінеральних добрив / кер. Р. О. Острога. *Сучасні технології у промисловому виробництві* : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій, м. Суми, 18–21 квітня 2017 р. Суми : Сумський державний університет, 2017. Ч. 2. С. 104. URL: <https://essuir.sumdu.edu.ua/handle/123456789/63055>
366. Artyukhova N., Ostroha R., Yukhymenko M., Krmela J., Krmelova V. Final Drying of the Porous Ammonium Nitrate in the Shelf Dryers: Impact of the Granules Flow Constraint Degree on the Nanoporous Structure Quality. *Nanomaterials : Applications and Properties (NAP-2019)* : Proceedings of the 9th International Conference, Odesa, 15-20 September, 2019. Sumy : Sumy State University, 2019. P. 2. 02NEE10. URL: <https://nap.sumdu.edu.ua/index.php/nap/nap2019/paper/view/%202914>

367. Nadhem A.-K. M., Skydanenko M., Yesypchuk S., Moskalchuk O. Theoretical Regularities of Nitrogen Fertilizer Granulation Process in Plate Granulator. *Innovations and prospects of world science : Proceedings of VI International Scientific and Practical Conference, Vancouver (Canada), February 2–4, 2022*. Vancouver : Perfect Publishing, 2022. P. 165–167.
368. Ostroha R., Yukhymenko M., Lytvynenko O., Lytvynenko A. Production of Encapsulated Organo-Mineral Fertilizers in a Fluidized Bed Granulator. *Acta Mechanica Slovaca*. 2020. Vol. 24, Issue 2. P. 50–55. doi: <https://doi.org/10.21496/ams.2020.031>
369. Yukhymenko M., Ostroha R., Artyukhov A., Bocko J. Effect of Temperature on Formation of Nanoporous Structure of Granule Shell in Technology of Obtaining Organo-Mineral Fertilizers. *Nanooptics and Photonics, Nanochemistry and Nanobiotechnology, and Their Applications / eds.: O. Fesenko, L. Yatsenko*. Springer, Cham, 2020. P. 159–169. doi: https://doi.org/10.1007/978-3-030-52268-1_12
370. Wang H., Qiu G., Ye J., Yang W. Experimental study and modelling on gas–solid flow in a lab-scale fluidised bed with Wurster tube. *Powder Technology*. 2016. Vol. 300. P. 14–17. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2016.01.025>
371. Gupta R. Fluid bed granulation and drying. *Predictive Modeling of Pharmaceutical Unit Operations / eds.: P. Pandey, R. Bharadwaj*. Woodhead Publishing, 2017. P. 137–158. doi: <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-100154-7.00006-5>
372. Dosta M., Hoffmann R., Schneider P., Maus M. Hybrid models to support development of fluid bed granulation processes. *Powder Technology*. 2024. Vol. 444. 120005. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2024.120005>
373. Cotabarren I. M., Bertín D. E., Verónica Bucalá V., Juliana Piña J. Feedback control strategies for a continuous industrial fluidized-bed granulation process. *Powder Technology*. 2015. Vol. 283. P. 413–432. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2015.06.010>

374. Kemp I. C., van Millingen A., Khaled H. Development and verification of a novel design space and improved scale-up procedure for fluid bed granulation using a mechanistic model. *Powder Technology*. 2020. Vol. 361. P. 1021-1037. doi: <https://doi.org/10.1016/j.powtec.2019.10.093>
375. Юхименко М. П., Вакал С. В., Кононенко М. П., Філонов А. П. Апарати завислого шару. Теоретичні основи і розрахунок. Суми : Собор, 2003. 304 с.
376. Ostroga R. O., Shevets S. P. The Mineral Fertilizer Granules Encapsulating in a Multistage Shelf Apparatus. *Хімічна технологія: наука, економіка та виробництво* : матеріали III Міжнародної науково-практичної конференції, м. Шостка, 23–25 листопада 2016 р. Суми : Сумський державний університет, 2016. С. 76. URL: <https://essuir.sumdu.edu.ua/handle/123456789/52135>
377. Ляпощенко О. О., Павленко І. В., Скиданенко М. С., Дем'яненко М. М., Юхименко М. П., Острога Р. О., Кононенко М. П., Покотило В. М. Моделювання процесів при гранулоутворенні за золь-гельною технологією. *Сучасні технології у промисловому виробництві* : матеріали та програма VIII Всеукраїнської науково-технічної конференції, м. Суми, 20–23 квітня 2021 р. Суми : Сумський державний університет, 2021. С. 209. URL: https://essuir.sumdu.edu.ua/bitstream-download/123456789/83563/3/stpv_2021.pdf#page=209
378. Ляпощенко О. О., Павленко І. В., Скиданенко М. С., Дем'яненко М. М., Юхименко М. П., Острога Р. О., Яхненко С. М., Кононенко М. П. Вплив технологічних параметрів процесу на характеристики продукту, отриманого за золь-гельною технологією. *Сучасні технології у промисловому виробництві* : матеріали та програма VIII Всеукраїнської науково-технічної конференції, м. Суми, 20–23 квітня 2021 р. Суми : Сумський державний університет, 2021. С. 218. URL: https://essuir.sumdu.edu.ua/bitstream-download/123456789/83563/3/stpv_2021.pdf#page=218

379. Ostroha R., Yukhymenko M., Bocko J. Technology of Obtaining Organic Granular Fertilizers: Study of Dehydration Process in Fluidized Bed : monograph. Riga : LAP LAMBERT Academic Publishing, 2018. 52 p.
380. Юхименко М. П., Карпович Є. А., Вакал С. В., Клименко Р. Н. Виробництво амонізованого суперфосфату. Ексергетичні аспекти зниження енерговитрат. *Хімічна промисловість України*. 2012. № 5. С. 55–63.
381. Yukhymenko M., Ostroha R., Litvinenko A., Piddubnyi Y., Zabitsky D. Research of Operating Mode of Rhombic Gravitational Pneumatic Classifier. *Technology Audit and Production Reserves*. Kharkiv : PC Technology Center, 2019. Vol. 2, № 3 (46). P. 4–6. doi: <https://doi.org/10.15587/2312-8372.2019.168150>
382. Lytvynenko A., Pavlenko I., Yukhymenko M., Ostroha R., Pitel J. Hydrodynamics of Two-Phase Upflow in a Pneumatic Classifier with the Variable Cross-Section. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2020. 2. P. 216–227. doi: https://doi.org/10.1007/978-3-030-50491-5_21
383. Yukhymenko M., Ostroha R., Evtuhov A. Pneumatic Classification of Granular Materials in Rhomb-Shaped Apparatus. *Acta Mechanica Slovaca*, 2021. 25 (3). P. 46–51. doi: <https://doi.org/10.21496/ams.2021.032>

ДОДАТКИ

ДОДАТОК А

Список опублікованих праць за темою дисертації

Наукові праці, в яких опубліковані основні наукові результати дисертації

Монографії та розділи в монографіях

1. Юхименко М. П., Острога Р. О., Боцко Й. Конвективне охолодження гранульованих та зернистих матеріалів : монографія. Суми : Університетська книга, 2021. 152 с.

Здобувач провів аналіз існуючої інформації щодо перспективних конструкцій конвективних охолоджувачів гранульованих мінеральних добрив, виконав аналіз процесу охолодження гранул мінеральних добрив у поличному охолоджувачі, розглянув вплив дисперсійного газового середовища на механізми зважування твердих частинок та їх сепарацію в активних гідродинамічних умовах, а також виконав ексергетичний аналіз для раціонального вибору конструкції охолоджувача гранул мінеральних добрив.

2. Artyukhov A., Krmela J., Artyukhova N., Ostroha R. Modeling of the Aerodisperse Systems Hydrodynamics in Devices With Directional Motion of the Fluidized Bed. *Encyclopedia of Information Science and Technology, Fifth Edition* : collective monograph. USA : IGI Global, 2020. P. 1289–1307. (**Scopus**).

Здобувач виконав моделювання гідродинамічних параметрів та структури матеріальних потоків неоднорідних систем із використанням програмного забезпечення Ansys CFX.

Статті у фахових наукових виданнях із переліку МОН України

3. Острога Р. О. , Юхименко М. П. , Вакал В. С. , Михайловський Я. Е. Капсульовані органо-мінеральні добрива пролонгованої дії. Процес одержання.

Хімічна промисловість України. Київ : Союз хіміків України, 2015. № 1 (126). С. 40–44.

Здобувач розробив експериментальний стенд із використанням сучасних засобів автоматизації та отримав результати досліджень щодо оптимізації процесу капсулювання гранул в апараті псевдозрідженого шару.

4. Yukhymenko M., Ostroha R., Litvinenko A., Piddubnyi Y., Zabitsky D. Research of Operating Mode of Rhombic Gravitational Pneumatic Classifier. *Technology Audit and Production Reserves*. Kharkiv : PC Technology Center, 2019. Vol. 2, № 3 (46). P. 4–6.

Здобувачеві належить інформація щодо результатів дослідження процесу розділення полідисперсної суміші гранул на окремі фракції.

5. Al-Khyatt M. Nadhem, Skydanenko M., Ostroha R., Neshta A., Yukhymenko M., Yakhnenko S., Zabitsky D., Yesypchuk S., Moskalchuk O. Research of Plate Granulator Operation Modes in the Production of Coarse Carbamide Granules. *Technology Audit and Production Reserves*. Kharkiv : PC Technology Center, 2022. Vol. 1, № 3 (63). P. 6–9.

Здобувач дослідив вплив конструктивних та режимно-технологічних параметрів на процес отримання укрупнених гранул карбаміду в тарілчастому грануляторі, а також провів оптимізацію процесу диспергування плаву на шар відносно площини тарілки.

6. Михайловський Я. Е., Юхименко М. П., Острога Р. О. Охолоджувальна кристалізація персульфату амонію в кристалізаторі з псевдозрідженим шаром. *Вісник Черкаського державного технологічного університету*. Черкаси, 2023. № 2. С. 111–118.

Здобувач провів дослідження та виявив основні фактори, що впливають на процес кристалізації персульфату амонію у псевдозрідженому шарі, розробив методіку розрахунку охолоджувального класифікуючого кристалізатора.

7. Al-Khyatt M. Nadhem, Sklabinsky V., Ostroha R., Skydanenko M., Yukhymenko M., Bocko J., Ostroha D., Zabitsky D., Moskalchuk O., Serhienko A.

Study of Temperature Changes in Mineral Fertilizer Granules After Contact With Air in a Granulation Tower. *Technology Audit and Production Reserves*. Kharkiv : PC Technology Center, 2023. Vol. 4, № 3 (72). P. 6–9.

Здобувач отримав розрахункові рівняння для визначення температури повітря, яке контактує з поверхнею гранули при її падінні у грануляційній башті та температурного профілю всередині гранули.

Статті у наукових періодичних виданнях інших держав та виданнях, які індексуються наукометричними базами даних Scopus та Web of Science

8. Yukhymenko M., Ostroha R., Artyukhov A. Hydrodynamic and Kinetic Processes of the Mineral Fertilizer Granules Encapsulating in the Multistage Device With Suspended Layer. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2016. № 6/6 (84). P. 22–28. **(Scopus, Q3)**.

Здобувач дослідив конструкції поличних пристроїв та встановив їх вплив на процеси укрупнення і унесення гранул, а також розробив математичну модель кінетики гранулювання в поличному багатоступеневому апараті, яка враховує зміну щільності розподілу гранул за розмірами на кожному ступені гранулювання.

9. Ostroha R., Yukhymenko M., Yakushko S., Artyukhov A. Investigation of the Kinetic Laws Affecting the Organic Suspension Granulation in the Fluidized Bed. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2017. № 4/1 (88). P. 4–10. **(Scopus, Q3)**.

Здобувач експериментально визначив температурні режими процесу гранулювання курячого посліду, встановив робочий температурний режим, розробив апаратурне оформлення лінії виробництва гранульованих органічних добрив.

10. Ostroha R., Yukhymenko M., Lytvynenko A., Bocko J., Pavlenko I. Granulation Process of the Organic Suspension: Fluidized Bed Temperature Influence on the Kinetics of the Granule Formation. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2019. Part F2. P. 463–471. **(Scopus, WoS, Q3)**.

Здобувачеві належать результати експериментальних досліджень впливу температурного режиму на формування певної структури гранули, отримано аналітичні залежності для визначення часу та температури прогрівання гранул, які дозволяють прогнозувати енергетичні та економічні показники виробництва добрив та оптимізувати процес.

11. Lytvynenko A., Yukhymenko M., Pavlenko I., Pitel J., Mizakova J., Lytvynenko O., Ostroha R., Bocko J. Ensuring the Reliability of Pneumatic Classification Process for Granular Material in a Rhomb-Shaped Apparatus. *Applied Sciences*, 2019. 9 (8). 1604. **(Scopus, WoS, Q1)**.

Здобувач провів аналіз існуючої інформації щодо моделей процесу пневматичної класифікації сипких полідисперсних сумішей, підготував програмне забезпечення чисельних розрахунків для реалізації процедури регресії та проаналізував отримані результати.

12. Yukhymenko M., Ostroha R., Lytvynenko A., Mikhajlovskiy Y., Bocko J. Cooling Process Intensification for Granular Mineral Fertilizers in a Multistage Fluidized Bed Device. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2020. 2. P. 249–257. **(Scopus, WoS, Q4)**.

Здобувач виконав аналіз експериментальних досліджень впливу конструктивних параметрів поличних контактних елементів на процес охолодження гранул мінеральних добрив у поличному охолоджувачі.

13. Yukhymenko M., Artyukhov A., Ostroha R., Artyukhova N., Krmela J., Bocko J. Multistage Shelf Devices with Fluidized Bed for Heat-Mass Transfer Processes: Experimental Studies and Practical Implementation. *Applied Sciences*, 2021. 11 (3). 1159. **(Scopus, WoS, Q2)**.

Здобувач проаналізував результати експериментальних досліджень щодо гідродинаміки руху двофазного потоку в поличному апараті зваженого шару та надав практичні рекомендації.

14. Ostroha R., Yukhymenko M., Bocko J., Artyukhov A., Krmela J. Determining the Main Regularities in the Process of Mineral Fertilizer Granule

Encapsulation in the Fluidized Bed Apparatus. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2021. № 4/6 (112). P. 23–32. **(Scopus, Q2)**.

Здобувач розробив математичну модель дорощування (капсулювання) гранул, аналітичним способом отримав графічні залежності, які показали зростання товщини твердої оболонки від збільшення питомої витрати суспензії, діаметра частинок ретурну та часу процесу капсулювання.

15. Sklabinskyi V., Liaposhchenko O., Pitel J., Pavlenko I., Skydanenko M., Ostroha R., Yukhymenko M., Simeiko K., Demianenko M., Volf M., Starynskyi O., Yurchenko O., Mandryka O. Experimental Studies and Condition Monitoring of Auxiliary Processes in the Production of Al_2O_3 by Sol–Gel Technology. *Processes*, 2022. 10. 2090. **(Scopus, WoS, Q2)**.

Здобувач розробив методологію формування гранул та провів аналіз отриманих результатів.

16. Yukhymenko M., Ostroha R., Bocko J. Design of a Shelf Pneumatic Classifier for Separating a Polydisperse Mixture of Granulated Superphosphate. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2022. № 6/1 (120). P. 33–42. **(Scopus, Q3)**.

Здобувач розробив математичну модель сепарації дрібних фракцій з полідисперсної суміші гранульованих добрив, шляхом обробки експериментальних даних отримав емпіричне рівняння, яке дозволяє визначати концентрацію частинок у газовому потоці окремих фракцій матеріалу.

17. Yurchenko O., Ostroha R., Sklabinskyi V., Gusak O., Bocko J. Formation of Liquid Droplets at the Prilling Bucket Outlet Under Free Oscillations of the Liquid Jet. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2023. 2. P. 177–185. **(Scopus, WoS, Q4)**.

Здобувач провів аналіз теоретичних досліджень щодо використання обертових вібраційних грануляторів, отримав рівняння руху рідини у стаціонарному режимі в циліндричній системі координат, які лежать в основі теоретичного опису руху рідини у струмені.

18. Sklabinskyi V., Pitel J., Skydanenko M., Simeiko K., Liaposhchenko O., Pavlenko I., Ostroha R., Yukhymenko M., Mandryka O., Storozhenko V. Pyrocarbon Coating on Granular Al₂O₃ for HTGR-Type Power Reactor. *Coatings*, 2023. 13. 1462. (Scopus, WoS, Q2).

Здобувач проаналізував та обґрунтував отримані експериментальні дані щодо формування полікарбонowego покриття на гранулах оксиду алюмінію.

Наукові праці, які засвідчують апробацію матеріалів дисертації

19. Капсулювання гранул мінеральних добрив органічною речовиною / Є. М. Однодворець, Р. О. Острога. *Освіта, наука та виробництво: розвиток та перспективи : матеріали I науково-методичної конференції*, м. Шостка, 28 квітня 2015 р. Суми : СумДУ, 2015. С. 54.

20. Застосування добрив на органічній основі для вирощування екологічно чистих продуктів / А. О. Ільченко, Р. О. Острога. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій*, м. Суми, 14–17 квітня 2015 р. Суми : СумДУ, 2015. Ч. 2. С. 125.

21. Кінетика гранулювання органічних суспензій / С. П. Шевець, Р. О. Острога. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали та програма IV Всеукраїнської міжвузівської науково-технічної конференції*, м. Суми, 19–22 квітня 2016 р. Суми : СумДУ, 2016. Ч. 2. С. 88.

22. Енергозберігаючі та екологічно безпечні технології виробництва гранульованих мінеральних добрив пролонгованої дії / О. А. Темідайо, Р. О. Острога. *Освіта, наука та виробництво: розвиток і перспективи : I Всеукраїнська науково-методична конференція*, м. Шостка, 21 квітня 2016 р. Суми : СумДУ, 2016. С. 128.

23. The Mineral Fertilizer Granules Encapsulating in a Multistage Shelf Apparatus / С. П. Шевець, Р. О. Острога. *Хімічна технологія: наука, економіка*

та виробництво : III Міжнародна науково-практична конференція, м. Шостка, 23–25 листопада 2016 р. Суми : СумДУ, 2016. С. 77.

24. Drying and Granulation of Organic Substances in the Apparatus with Active Flow Hydrodynamics / С. П. Шевець, Р. О. Острога. *Chemistry and Chemical Technology : VI International Youth Science Forum "Litteris et Artibus"*, Lviv, November 24–26, 2016. Lviv : Lviv Polytechnic Publishing House, 2016. P. 414–415.

25. Investigation of Mechanics of the Solid Phase Motion in the Gas Flow of the Fluid Bed Apparatus / Н. Р. Артюхова, Р. О. Острога. *Chemical Technology and Engineering : International Scientific Conference*, Lviv, June 26–30, 2017. Lviv : Lviv Polytechnic Publishing House, 2017. P. 351–352.

26. Кінетика гранулювання органічних суспензій в апаратах з активною гідродинамікою потоків / С. П. Шевець, Р. О. Острога. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій*, м. Суми, 18–21 квітня 2017 р. Суми : СумДУ, 2017. Ч. 2. С. 103.

27. Апаратурне оформлення процесу капсулювання гранульованих мінеральних добрив / Н. Р. Артюхова, Р. О. Острога. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студ. фак-ту технічних систем та енергоефективних технологій*, м. Суми, 18–21 квітня 2017 р. Суми : СумДУ, 2017. Ч. 2. С. 104.

28. Development and Engineering Foundation of the Encapsulated Organic-Mineral Fertilizers / Н. Р. Артюхова, Р. О. Острога. *Praktyczne Aspekty Inżynierii Chemicznej : Seminarium*, Poznan, June 23, 2017. Poznan : Politechnika Poznanska, 2017. P. 121–123.

29. Final Drying of the Porous Ammonium Nitrate in the Shelf Dryers: Impact of the Granules Flow Constraint Degree on the Nanoporous Structure Quality / N. Artyukhova, R. Ostroha, M. Yukhymenko, J. Krmela, V. Krmelova. *Proceedings of*

the 2019 IEEE 9th International Conference on Nanomaterials : Applications and Properties, NAP 2019. 9075665. – [Електронний ресурс]. – Режим доступу : <https://nap.sumdu.edu.ua/index.php/nap/nap2019/paper/view/2914> (Scopus).

30. Моделювання процесів при гранулоутворенні за золь-гельною технологією / О. О. Ляпощенко, І. В. Павленко, М. С. Скиданенко, М. М. Дем'яненко, М. П. Юхименко, Р. О. Острога, М. П. Кононенко, В. М. Покотило. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали та програма VIII Всеукраїнської науково-технічної конференції*, м. Суми, 20–23 квітня 2021 р. Суми : СумДУ, 2021. С. 209.

31. Вплив технологічних параметрів процесу на характеристики продукту, отриманого за золь-гельною технологією / О. О. Ляпощенко, І. В. Павленко, М. С. Скиданенко, М. М. Дем'яненко, М. П. Юхименко, Р. О. Острога, С. М. Яхненко, М. П. Кононенко. *Сучасні технології у промисловому виробництві : матеріали та програма VIII Всеукраїнської науково-технічної конференції*, м. Суми, 20–23 квітня 2021 р. Суми : СумДУ, 2021. С. 218.

32. Theoretical Regularities of Nitrogen Fertilizer Granulation Process in Plate Granulator / Nadhem M. Al-Khyatt, M. Skydanenko, S. Yesypchuk, O. Moskalchuk. *Innovations and prospects of world science : VI International scientific and practical conference*, Vancouver (Canada), February 2–4, 2022. Vancouver : Perfect Publishing, 2022. P. 165–167.

Наукові праці, що додатково відображають наукові результати дисертації

33. Якушко С. І., Острога Р. О., Боцко Й. Біодобрива та біопаливо. Переваги внутрішньогосподарської утилізації сільськогосподарських відходів : монографія. Суми : Видавництво «Ярославна», 2018. 265 с.

Здобувач провів аналіз економічної доцільності виробництва натуральних добрив для вирощування екологічно безпечної сільськогосподарської продукції, палива та енергоносіїв для власного господарства, розглянув технології виробництва гранульованих органічних та органо-мінеральних добрив, а

також виявив переваги внутрішньогосподарської утилізації сільськогосподарських відходів.

34. Artyukhov A., Artyukhova N., Ostroha R., Yukhymenko M., Krmela J., Bocko J. Convective Drying in the Multistage Shelf Dryers: Theoretical Bases and Practical Implementation. *Current Drying Processes* : collective monograph. United Kingdom : IntechOpen, 2020. P. 41–61.

Здобувач обґрунтував особливості гідродинамічної структури двофазного потоку в поличному апараті зваженого шару та надав практичні рекомендації.

35. Ostroha R., Yukhymenko M., Bocko J. Technology of Obtaining Organic Granular Fertilizers: Study of Dehydration Process in Fluidized Bed : monograph. Latvia, Riga : LAP LAMBERT Academic Publishing, 2018. 52 p.

Здобувачеві належать результати експериментальних та теоретичних досліджень щодо процесів формування гранул в апараті псевдозрідженого шару та багатоступеневому апараті зваженого шару.

36. Ostroha R., Yukhymenko M., Mikhajlovskiy Y., Litvinenko A. Technology of Producing Granular Fertilizers on the Organic Basis. *Eastern-European Journal of Enterprise Technology*, 2016. № 1/6 (79). P. 19–26. **(Scopus, Q3)**.

Здобувач запропонував технологію отримання гранульованих добрив на органічній основі та розробив схему промислової лінії для їх виробництва.

37. Ostroha R., Yukhymenko M., Lytvynenko O., Lytvynenko A. Production of Encapsulated Organo-Mineral Fertilizers in a Fluidized Bed Granulator. *Acta Mechanica Slovaca*, 2020. 24 (2). P. 50–55.

Здобувач запропонував технологію отримання капсульованих добрив пролонгованої дії та отримав аналітичну залежність для визначення середньозваженого діаметра частинок протягом процесу капсулювання.

38. Yukhymenko M., Ostroha R., Artyukhov A., Bocko J. Effect of Temperature on Formation of Nanoporous Structure of Granule Shell in Technology of Obtaining Organo-Mineral Fertilizers. *Springer Proceedings in Physics*, 2020. 247. P. 159–169. **(Scopus)**.

Здобувач розробив алгоритм розрахунків температурного профілю за допомогою диференційного рівняння Фур'є при граничних умовах 3-го роду шляхом отримання регресійних рівнянь для визначення сталих коефіцієнтів.

39. Lytvynenko A., Pavlenko I., Yukhymenko M., Ostroha R., Pitel J. Hydrodynamics of Two-Phase Upflow in a Pneumatic Classifier with the Variable Cross-Section. *Lecture Notes in Mechanical Engineering*, 2020. 2. P. 216–227. **(Scopus, WoS, Q4)**.

Здобувач проаналізував конструктивні особливості пневматичних класифікаторів для розділення сипких полідисперсних сумішей на фракції.

40. Yukhymenko M., Ostroha R., Evtuhov A. Pneumatic Classification of Granular Materials in Rhomb-Shaped Apparatus. *Acta Mechanica Slovaca*, 2021. 25 (3). P. 46–51.

Здобувач обґрунтував механізм процесу розділення сипких полідисперсних сумішей на фракції у гравітаційному класифікаторі.

41. Yurchenko O., Sklabinskyi V., Ochowiak M., Ostroha R., Gusak O. Rational Choice of a Basket for the Rotational Vibropriller. *Journal of Engineering Sciences*, 2022. Vol. 9 (1). P. F16–F20.

Здобувач визначив вплив режимно-технологічних та конструктивних параметрів обертового вібраційного гранулятора на процес гранулоутворення у грануляційних баштах.

42. Ostroha R., Yukhymenko M., Mandryka O. Hydraulic Regularities of Fluidized Bed During Encapsulation of Organo-Mineral Fertilizers. *Acta Mechanica Slovaca*, 2023. 27 (2). P. 12–17.

Здобувач обґрунтував важливість гідравлічних характеристик киплячого шару та дослідив їх вплив на енергетичні витрати процесу гранулювання.

ДОДАТОК Б

Експериментальний стенд поличного
багатоступеневого апарата зваженого шару



Рисунок Б.1 – Зовнішній вигляд експериментального стенда поличного багатоступеневого апарата зваженого шару

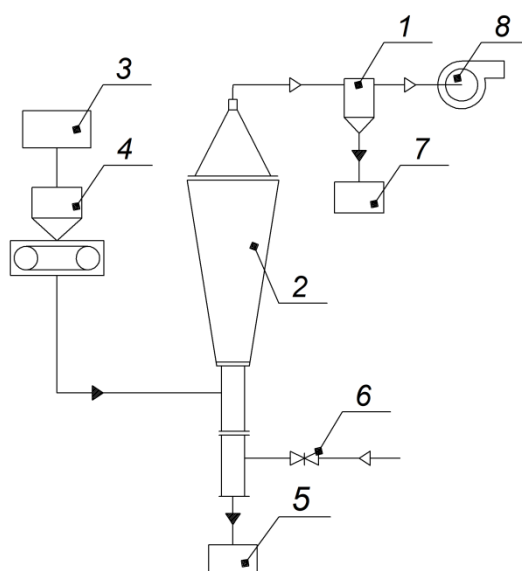


Рисунок Б.2 – Схема поличного багатоступеневого апарата зваженого шару:

1 – циклон; 2 – поличний гранулятор; 3 – бункер вихідних гранул;

4 – дозатор; 5 – бункер крупних гранул; 6 – вентиль регулюючий;

7 – бункер дрібних гранул

ДОДАТОК В

Експериментальний стенд обертового вібраційного гранулятора



Рисунок В.1 – Зовнішній вигляд експериментального стенда обертового вібраційного гранулятора

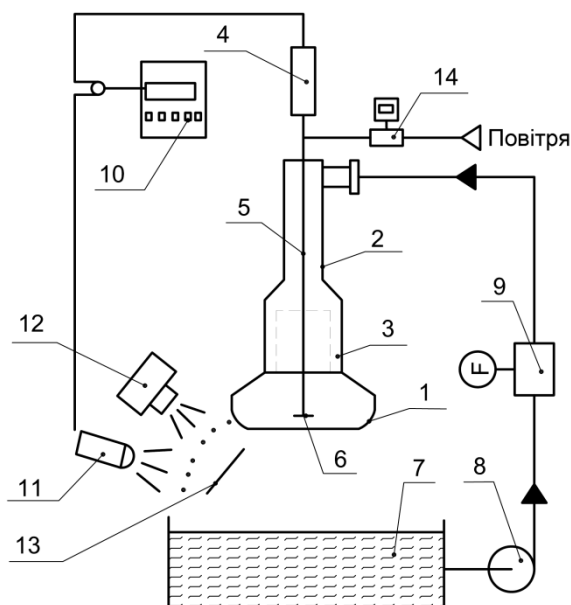


Рисунок В.2 – Схема обертового вібраційного гранулятора:

- 1 – перфороване днище (корзина); 2 – корпус; 3 – фільтр;
 4 – актуатор (збудник коливань); 5 – шток; 6 – диск; 7 – буферна ємність;
 8 – насос; 9 – витратомір; 10 – система керування; 11 – стробоскоп;
 12 – пристрій фотофіксації; 13 – екран зі шкалою; 14 – індикатор рівня

ДОДАТОК Г

Затвердження наукового консультанта і теми дисертаційного дослідження

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТВИТЯГ
з протоколу № 13
засідання вченої ради університету

від 23 червня 2022 року

СЛУХАЛИ: Про затвердження теми докторської дисертації та наукового консультанта

ПОСТАНОВИЛИ: Затвердити тему дисертації на здобуття ступеня доктора наук зі спеціальності 161 – хімічні технології та інженерія «Теоретичні основи процесів формування гранул у неоднорідному середовищі» Острозі Руслану Олексійовичу та призначити науковим консультантом д.т.н., професора Склабінського В.І.

Голова вченої ради

Анатолій ВАСИЛЬЄВ

Секретар

Анатолій РУБАН

ДОДАТОК Д

Акти впровадження результатів наукових досліджень

ЗАТВЕРДЖУЮ
 Директор ТОВ «Аграрник»
 Сергій ДЕМЧЕНКО
 «30» _____ 2023 р.



АКТ

**впровадження (використання) результатів дисертаційної роботи
 докторанта Остроги Руслана Олексійовича**

Цим актом стверджується, що канд. техн. наук, доц. Острогою Р. О. передано Товариству з обмеженою відповідальністю «Аграрник» результати його дисертаційної роботи «Теоретичні основи процесів формування гранул у неоднорідному середовищі» (на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук) у вигляді науково-технічної продукції, а саме: пробної партії складнозмішаних добрив. Комбіновані гранули було отримано за принципово новою технологією, шляхом поєднання методів прильовання із послідуємим їх охолодженням та капсулюванням в поличному багатоступеневому апараті зваженого шару.

Робота виконана в рамках госпдоговірної науково-дослідної тематики № 51.18-2023.СП/03 «Напрацювання дослідних зразків складнозмішаних (комбінованих) добрив спеціального призначення», де докторант виступав у ролі керівника проекту.

Від Товариства з обмеженою відповідальністю «Аграрник»

Головний агроном



Віктор ЗАХАРЧЕНКО

Від Сумського державного університету

Декан факультету ТеСЕТ СумДУ,
 канд. техн. наук, проф.



Олександр ГУСАК

В.о. завідувача кафедри ХІ СумДУ,
 канд. техн. наук, доц.



Руслан ОСТРОГА

Продовження додатку Д

ТОВАРИСТВО З ОБМЕЖЕНОЮ ВІДПОВІДАЛЬНІСТЮ
«БІЛОПІЛЛЯ АГРОСВІТ»

41800 Україна, Сумська обл., м. Білопілля, вул. Соборна, 10, в ПАТ «АГРОПРОСПЕРІС БАНК»,
 МФО 380548, н/р № UA403805480000026008004920801, код ЄДРПОУ 35671804,
 ПІН 356718002053, факс 05443 9 12 46, smakarenko@agroprosperis.com

ЗАТВЕРДЖУЮ

Генеральний директор

ТОВ «БІЛОПІЛЛЯ АГРОСВІТ»

Костянтин ЛЕВЧАК



зрідка 2022 р.

АКТ

впровадження результатів дисертаційної роботи
«ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСІВ ФОРМУВАННЯ
ГРАНУЛ У НЕОДНОРІДНОМУ СЕРЕДОВИЩІ»
 докторанта Остроги Руслана Олексійовича

Комісія у складі головного агронома ТОВ «БІЛОПІЛЛЯ АГРОСВІТ» Галицького В.О., декана факультету технічних систем та енергоефективних технологій Сумського державного університету Гусака О. Г., в.о. завідувача кафедри хімічної інженерії Сумського державного університету Остроги Р. О. склала цей акт в тому, що результати дисертаційної роботи Остроги Руслана Олексійовича «Теоретичні основи процесів формування гранул у неоднорідному середовищі» знайшли впровадження в діяльності ТОВ «БІЛОПІЛЛЯ АГРОСВІТ» під час розроблення технології одержання багат шарових органо-мінеральних добрив із застосуванням грануляційних пристроїв з активною гідродинамікою потоків.

Робота виконана в рамках госпдоговірної науково-дослідної тематики № 51.18-2022.СП/01 «Напрацювання дослідних зразків гранульованих добрив на органічній основі», де докторант виступав у ролі керівника проекту.

Головний агроном
 ТОВ «БІЛОПІЛЛЯ АГРОСВІТ»

Декан факультету ТеСЕТ СумДУ,
 к.т.н., професор

В.о. завідувача кафедри ХІ СумДУ,
 к.т.н., доцент

Віталій ГАЛИЦЬКИЙ

Олександр ГУСАК

Руслан ОСТРОГА

Продовження додатку Д



 ЗАТВЕРДЖУЮ
 Директор ТОВ «АЛЬЯНС»
 _____ І. О. Демченко
 « 15 » _____ листопада 2017 р.

АКТ

про впровадження результатів дисертаційної роботи
 Остроги Руслана Олексійовича
 на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук
 за спеціальністю 05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології

Ми, що нижче підписалися від Сумського державного університету: старший викладач кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв, к.т.н. Острога Р. О.; завідувач кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв, д.т.н., проф. Склабінський В. І.; від Товариства з обмеженою відповідальністю «АЛЬЯНС»: головний інженер Бойко О. Ф., цим актом підтверджуємо, що результати дисертаційної роботи Остроги Руслана Олексійовича «Теоретичні основи процесів формування гранул у неоднорідному середовищі», представлені на здобуття наукового ступеня доктора технічних наук, використані у діяльності ТОВ «АЛЬЯНС» при проектуванні установки для здійснення процесу капсулювання мінеральних добрив із застосуванням апаратів з активною гідродинамікою потоків. Запропоновані Острогою Р. О. методики інженерного розрахунку апаратів із псевдозрідженими (зваженими) шарами для проведення тепломасообмінних (гранулювання, сушіння) та сепараційних (класифікація за фракціями) процесів, а також оригінальні конструкції робочої камери поличного гранулятора зі зваженим шаром, які сприяють реалізації активного струменевого гідродинамічного режиму зважування, дозволили створити компактну мобільну грануляційну установку, яка є легкою в переналаштуванні на виробництво різних типів гранульованих чи капсульованих добрив.

Використання зазначених результатів представляє високу науково-практичну цінність при розв'язанні актуального завдання заміни грануляторів з

Продовження додатку Д

низькою питомою потужністю на малогабаритні та багатофункціональні апарати для випуску широкого асортименту гранульованої продукції. Такий тип обладнання викликає велику зацікавленість аграрних підприємств, які після впровадження мобільних установок з апаратами псевдозріженого (зваженого) шару матимуть можливість проводити процес капсулювання на власних робочих площах.

Робота виконана в рамках госпдоговірної науково-дослідної тематики № 51.18-01.17.СП «Наукове обґрунтування вибору оптимального апаратурного оформлення малогабаритної мобільної установки капсулювання мінеральних добрив», де Острога Р. О. виступав у ролі керівника проекту.

Від ТОВ «АЛЬЯНС»

Головний інженер



О. Ф. Бойко

Від Сумського державного університету

Старший викладач кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв, канд. техн. наук



Р. О. Острога

Завідувач кафедри процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв, д-р техн. наук, проф.



В. І. Склабінський



ЗАТВЕРДЖУЮ
Перший проректор СумДУ

Леонов С. В.

28 грудня 2023 р.

АКТ
впровадження (використання) результатів
науково-дослідної роботи (етапу НДР) у навчальний процес

ДР №0121U112684 «Виконання завдань перспективного плану розвитку наукового напрямку «Технічні науки» Сумського державного університету»

Етап 3

- 1) підвищення агрохімічної та технологічної ефективності органо-мінеральних фосфоровмісних добрив за рахунок збільшення масової частки водорозчинного фосфору під час переробки сировини українських родовищ фосфоритів та сорбентів;
- 2) підвищення продуктивності механічного оброблення матеріалів шляхом розроблення комплексного підходу до проєктування систем захоплення деталей та способів зменшення вібрацій процесу різання.

яка виконана в період з січня 2023 р. по грудень 2023 р.

Розвинуто теоретичні основи моделювання процесу віброгрануляції дисперсних матеріалів за золь-гельною технологією, розроблено моделі руху краплин, осадження золю в гелі, нанесення шару покриття на модельні мікросфери. Обґрунтовано можливості інтенсифікації гідромеханічних та тепломасообмінних процесів отримання нових гранульованих речовин за рахунок накладання віброакустичних коливань. Розроблено математичні моделі впливу активних гідродинамічних і тепломасообмінних режимів, проведено числове моделювання процесу вібраційної грануляції в активному гідродинамічному середовищі гелю. За результатами експериментальних досліджень надано рекомендації щодо режимно-технологічної та апаратурно-конструктивної оптимізації процесу гранулоутворення за золь-гельною технологією. Наведено рекомендації з вибору та обґрунтування параметрів, що впливають на характеристики отриманого продукту за золь-гельною технологією.

Проаналізовано особливості оброблення широких плоских поверхонь заготовок торцевим фрезеруванням. Здійснено моделювання характеристик агрегатних фрезерних головок, що містять кілька торцевих фрез та дослідження особливостей плоскої поверхні, сформованої траєкторіями різальних ножів, що перетинаються. Виявлено недоліки конструктивного виконання та напрями удосконалення існуючих типів допоміжних опор верстатних пристроїв. Обґрунтовано розширення технологічних можливостей допоміжних підвідних опор шляхом надання опорам властивості змінювати кут нахилу опорного штиря по відношенню до заготовки та шляхом використання поворотної допоміжної підвідної опори зі сферичною основою. На базі аналізу конструкцій вузлів кріплення різальних ножів у корпусах фрез виявлено причини ослаблення кріплення різальних елементів. Обґрунтовано використання додаткових стопорних гвинтів для закріплення циліндричних різальних вставок в розробленій конструкції торцевої фрези, що підвищує надійність фіксації кріпильного гвинта.

Керівник теми

Івченко О. В.

Комісія в складі:

Голова комісії: декан факультету ТеСЕТ, канд. техн. наук, проф. Гусак О. Г.
 Члени комісії: в. о. зав. кафедри хімічної інженерії, канд. техн. наук, доц. Острога Р. О.
 доцент кафедри хімічної інженерії, канд. техн. наук, доц. Юхименко М. П.

встановила впровадження в навчальний процес результатів досліджень та місце їх використання:

1. Результати досліджень були використані при курсовому проектуванні магістрантів (Мандрика О. О., Москальчук О. М., Сергієнко А. Р.) і підготовці випускних кваліфікаційних робіт магістрів (Гринько Д. К., Коваленко Д. С., Костюк Н. В., Кулак О. О., Малиник Р. Ю., Мищенко Д. І., Пирогов Х. С., Рудецька Л. В.). У співавторстві зі студентами опубліковано 1 статтю і подано 1 статтю до публікації у журнал, що входить до науково-метричної бази даних Scopus / Web of Science.

2. Результати досліджень були використані при курсовому проектуванні магістрантів (Зайця О. А., Потомахи Д. Ю., Тіцького Р. В., Мікуліна Д. О., Скабенока М. М.), підготовці випускних кваліфікаційних робіт бакалаврів (Гриценко О. О., Мірошніченко О. Р.) і підготовці випускних кваліфікаційних робіт магістрів (Соловійова Д. А., Ілюхіна М. І., Мовчана Р. В.). У співавторстві зі студентами опубліковано 1 тези конференції (Мірошніченко О.Р.), подано до публікації 3 тез конференції (Конончук Д. В., Мікулін Д. О., Скабенюк М. М.), отримано 2 патенти на корисну модель (Гриценко О. О.), подано заявку на отримання патенту (Скабенюк М. М.).

3. Виконавцями НДР (докторант – канд. техн. наук, доц. Острога Р. О. та аспірантом – Острога Д. В.) обґрунтовано фізичну модель утворення органо-мінеральних добрив підвищеної ефективності (шляхом збільшення масової частки водорозчинного фосфору), запропоновано раціональну конструкцію фільтрувального вузла рідких сумішей, що може бути використано у подальших прикладних розробках сепараційного та грануляційного обладнання на матеріально-технічній базі лабораторії грануляційного і масообмінного обладнання (ЛГМО) кафедри хімічної інженерії (ХІ) факультету ТеСЕТ СумДУ, в тому числі при виконанні практичних і лабораторних робіт, а також випускних кваліфікаційних робіт бакалаврів / магістрів зі спеціальності 133 – галузеве машинобудування із залученням їх до практико-орієнтованого навчання під час виконання держбюджетних та госпдоговірних НДДКР з оплатою праці.

4. Виконавцями НДР (канд. техн. наук, доц. Кушніров П. В., аспірант – Остапенко Б. А.) проведено теоретичні дослідження особливостей оброблення широких плоских поверхонь заготовок. Здійснено моделювання характеристик агрегатних фрезерних головок, що містять кілька торцевих фрез та дослідження особливостей плоскої поверхні, сформованої траєкторіями різальних ножів, що перетинаються. Запропоновано раціональну конструкцію торцевої фрези з підвищеною надійністю закріплення різальної вставки в корпусі інструмента (Пат. 153758).

5. Виконавцями НДР (канд. техн. наук, доц. Івченком О. В. та аспірантом Євдокимовим О. Д. під керівництвом канд. техн. наук Колесника В. О. виконано дослідження способів зниження вібрацій спеціальних консольних розточувальних оправок при механічній обробці важкооброблюваного сплаву Inconel 718.

6. Дослідження аспірантів Остапенка Б. А., Євдокимовим О. Д. можуть бути використані у подальших прикладних розробках різального інструмента, технологічної оснастки та удосконалення технологічних процесів виготовлення деталей на матеріально-технічній базі кафедри «Технологія машинобудування, верстати та інструменти» факультету ТеСЕТ СумДУ, в тому числі при виконанні практичних і лабораторних робіт, а також випускних кваліфікаційних робіт бакалаврів / магістрів зі спеціальності 131 «Прикладна механіка» (освітня програма «Технології машинобудування») та спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» (освітня програма «Металорізальні верстати та системи») із залученням їх

Продовження додатку Д

до практико-орієнтованого навчання під час виконання держбюджетних та госпдоговірних НДР.

7. Виконавцями НДР (канд. техн. наук, доц. Острога Р. О., канд. техн. наук, доц. Скиданенко М. С.) у 2023 р. підготовлено та подано заявки на конкурс проектів фундаментальних наукових досліджень, прикладних наукових досліджень, науково-технічних (експериментальних) розробок (секції «Зміна клімату, довкілля, чисте будівництво та раціональне природокористування», «Охорона навколишнього середовища»), а також згідно Постанови Комітету з Державних премій України в галузі науки і техніки їм призначено стипендії Кабінету Міністрів України для молодих вчених з листопада 2022 року.

8. Докторант, канд. техн. наук, доц. Острога Р. О. протягом 2023 року отримав п'ять індивідуальних наукових грантів в рамках проекту VEGA 1/0500/20 «Research of mechanical properties of materials with complex internal structure by numerical and experimental methods of mechanics» на загальну суму 187 700,00 грн. Виконавець НДР канд. техн. наук, доц. Скиданенко М. С. отримав індивідуальний грант і впродовж 02–30.07.2023 успішно виконав програму закордонного наукового дослідження «Study of technological parameters of granulation equipment for technical graphite» у Технічному університеті в Кошице (м. Кошице, Словацька Республіка).

9. Канд. техн. наук, доц. Острога Р. О. та канд. техн. наук, доц. Євтухов А. В. взяв участь у шостій Міжнародній конференції з проектування, моделювання та виробництва: обмін інноваціями (DSMIE-2023) у Високих Татрах (Словацька Республіка).

10. Отримані наукові результати і підготовлений звіт про НДР є частиною дисертаційних робіт виконавців НДР: аспірантів: О. Д. Євдокимовим, Д. В. Острога, Б. А. Остапенка та докторанта Р. О. Остроги.

“28” грудня 2023 р.

Голова комісії:



Гусак О. Г.

Члени комісії:



Острога Р. О.



Юхименко М. П.

ЗАТВЕРДЖУЮ

Перший проректор СумДУ

(посада¹)

Леонов С.В.

(прізвище, ініціали)

" 26 "

12

2022 р.



АКТ
впровадження (використання) результатів
науково-дослідної роботи (етапу НДР) у навчальний процес

ДР №0120U102036 «Створення нових гранульованих матеріалів для ядерного палива та каталізаторів в активному гідродинамічному середовищі»

(номер держреєстрації, назва теми, етапу)

Етап 3 - Узагальнення і оцінювання результатів науково- дослідних робіт

яка виконана в період з січня 2022 р. по грудень 2022 р.

Розвинуто теоретичні основи моделювання процесу віброгрануляції дисперсних матеріалів за золь-гельною технологією, розроблено моделі руху краплин, осадження золю в гелі, нанесення шару покриття на модельні мікросфери. Обґрунтовано можливості інтенсифікації гідромеханічних та тепломасообмінних процесів отримання нових гранульованих речовин за рахунок накладання віброакустичних коливань. Розроблено математичні моделі впливу активних гідродинамічних і тепломасообмінних режимів, проведено числове моделювання процесу вібраційної грануляції в активному гідродинамічному середовищі гелю. За результатами експериментальних досліджень надано рекомендації щодо режимно-технологічної та апаратурно-конструктивної оптимізації процесу гранулоутворення за золь-гельною технологією. Наведено рекомендації з вибору та обґрунтування параметрів, що впливають на характеристики отриманого продукту за золь-гельною технологією.

(назва результату НДР, що впроваджується)

Керівник теми

Склабінський Всеволод Іванович

(прізвище, ініціали)

Комісія в складі:

Голова комісії: декан факультету ТеСЕТ, к.т.н., проф. Гусак О.Г.

(посада, прізвище, ініціали)

Члени комісії: в.о. зав. кафедри хімічної інженерії, к.т.н., Острога Р.О.

(посада, прізвище, ініціали)

ст. наук. співробітник, к.т.н. Скиданенко М.С.

(посада, прізвище, ініціали)

встановила впровадження в навчальний процес результатів досліджень та місце їх використання²:

1. Результати досліджень були використані при курсовому проектуванні бакалаврів (Мандрика О.О., Москальчук О.М., Сергієнко А.Р.) і підготовці випускних кваліфікаційних робіт магістрів (Наталуха А.Р., Звягін І.О., Єсипчук С.С., Іваненко Д.І., наукові керівники – виконавці НДР к.т.н., ст. наук. співробітник Юхименко М.П., к.т.н., ст. наук. співробітник Скиданенко М.С.). У співавторстві зі студентами опубліковано 1 статтю і подано 1 статтю до публікації у журналах, що входять до науково-метричних баз даних Scopus / Web of Science, а також отримано 1 патент на корисну модель України.

2. Виконавцями НДР (докторанти - к.т.н., ст. наук. співробітник, Скиданенко М.С., к.т.н., ст. наук. співробітник, Острога Р.О., аспіранти – Старинський О.Є., Сейф Хуссейн, Юрченко О.Ю., Шматенко В.А., Нічволодін К.В., Бондар Д.І.) розроблено методологію моделювань та інженерні методики розрахунку, що можуть бути використані у подальших прикладних розробках сепараційного, тепломасообмінного і грануляційного обладнання на матеріально-технічній базі лабораторії грануляційного і масообмінного обладнання (ЛІГМО) кафедри хімічної інженерії (ХІ) факультету ТеСЕТ СумДУ, в тому числі при виконанні практичних і лабораторних робіт, а також випускних кваліфікаційних робіт бакалаврів / магістрів зі спеціальності 133 – галузеве машинобудування із залученням їх до практико-орієнтованого навчання під час виконання держбюджетних та госпдоговірних НДДКР з оплатою праці. Виконавці НДР (наук.

Продовження додатку Д

керівник - д.т.н., проф., гол. наук. співробітник Склабінський В.І., відп. виконавець - к.т.н., ст. наук. співробітник, докторант Скиданенко М.С., виконавець - д.т.н., проф., пров. наук. співробітник Ляпошенко О.О.) приймали участь у обговоренні з закордонними компаніями науково-технічної співпраці з впровадження нових розробок грануляційного обладнання, зокрема, на отриманий запит в рамках ліцензійної угоди СумДУ з компанією CS TECHNOLOGY досягнуто домовленостей про розробку комплексу конструкторської документації для виготовлення високопродуктивного гранулятора і технологічну підготовку виробництва грануляційного обладнання.

3. Виконавцями НДР (к.т.н., ст. наук. співробітник Скиданенко М. С., к.т.н., ст. наук. співробітник Острога Р. О.) у 2022 р. підготовлено та подано заявки на конкурс проектів наукових робіт та науково-технічних (експериментальних) розробок молодих вчених (секції «Безпечна, чиста та ефективна енергетика», «Зміна клімату, довкілля чисте будівництво та раціональне природокористування»), а також згідно Постанови Комітету з Державних премій України в галузі науки і техніки їм призначено стипендії Кабінету Міністрів України для молодих вчених з листопада 2022 року.

4. Наук. керівник НДР д.т.н., проф., гол. наук. співробітник Склабінський В.І. отримав індивідуальний грант і впродовж 21-31.01.2022 успішно виконав програму закордонного наукового стажування «Проектування обладнання для гранулювання каталізаторів» (грантодавець - ProAssom GmbH, Offenburg, Germany, обсяг фінансування на суму 61 069,61 грн. Виконавець НДР д.т.н., проф., ст. наук. співробітник Павленко І.В. отримав десять індивідуальних грантів від всесвітньовідомої редакції наукових журналів «MDPI» (Швейцарія) на суму 29 459,58 грн. Виконавець НДР к.т.н., ст. наук. співробітник Острога Р. О. отримав індивідуальний грант та був запрошений у закордонне наукове відрядження до Словацької Республіки, м. Кошице, Технічний університет в Кошице, і впродовж 27.10.2022-03.11.2022 успішно виконав програму цього стажування (обсяг фінансування – 15 100,00 грн).

5. Виконавці НДР приймали участь у восьмій технічній міжнародній онлайн сесії дискусійного клубу SCIF – WORLDWIDE CONGRESS of Mineral Fertilizers & Pesticides Producers (д.т.н., проф., гол. наук. співробітник Склабінський В.І., д.т.н., проф., пров. наук. співробітник Ляпошенко О.О., д.т.н., проф., ст. наук. співробітник Павленко І.В., к.т.н., ст. наук. співробітник, докторант Скиданенко М.С.), EURATOM NCP in UKRAINE On-line WORKSHOP 2022 (д.т.н., проф., гол. наук. співробітник Склабінський В.І., д.т.н., проф., пров. наук. співробітник Ляпошенко О.О.), а також є організаторами 3rd Seminar on Practical Aspects of Chemical Engineering PAIC-2022 (член наукового комітету - д.т.н., проф., пров. наук. співробітник Ляпошенко О.О.) та IV міжнародного круглого столу «Перспективи впровадження інновацій у атомну енергетику» (голова організаційного комітету – Сімейко К.В., д.т.н., пров. наук. співробітник інституту газу НАН України, член організаційного комітету - Ляпошенко О.О., д.т.н., проф., пров. наук. співробітник).

6. Отримані наукові результати і підготовлений звіт про НДР є частиною дисертаційних робіт виконавців НДР: аспірантів - Старинського О.Є. «Гідродинамічні показники сепарації багатокомпонентних систем у фазних розділювачах», Сейф Хуссейна «Моделювання процесів сепарації у багатофункціональних модульних трифазних нафтогазоводорозділювачах», Юрченка О.Ю. «Гідродинаміка середовища у кошику вібраційного гранулятора мінеральних добрив», Шматенка В.А. «Моделювання процесів розділення багатокомпонентних систем у біопаливних технологіях», Нічволодіна К.В. «Термодинамічні показники гранул з використанням обертового вібраційного гранулятора (ОВГ)», Бондар Д.І. «Моделювання та оптимізація систем сепарації з осушенням стисненого повітря в компресорних установках»; докторантів - Скиданенка М.С. «Теоретичні основи процесів вібраційного гранулювання мінеральних добрив у баштах», Остроги Р.О. «Теоретичні основи процесів формування гранул у неоднорідному середовищі».

“ 26 ” 12 2022р.

Голова комісії: _____

(підпис)

О.Г.Гусак

(прізвище, ініціали)

Члени комісії: _____

(підпис)

Р.О.Острога

(прізвище, ініціали)

М.С.Скиданенко

(прізвище, ініціали)